

О. ФЛОРЕА, О. СМИЛЬДСКИЙ

РАСЧЕТЫ
ПО ПРОЦЕССАМ
И АППАРАТАМ
ХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ

O. FLOAREA, O. SMIGELSKI

О. ФЛОРЕА, О. СМИГЕЛЬСКИЙ

CALCULE DE OPERAȚII ȘI
UTILAJE DIN INDUSTRIA
CHIMICĂ

РАСЧЕТЫ
ПО ПРОЦЕССАМ И АППАРАТАМ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Перевод с румынского З. М. ХАИМСКОГО

под редакцией докт. техн. наук
проф. С. З. КАГАНА

EDITURA TEHNICĂ
BUCUREȘTI 1966

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»
МОСКВА 1971

О. Флореа, О. Смигельский. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии

В книге приведены примеры расчетов основных процессов и аппаратов химической технологии.

В первой части изложены общие сведения по методике расчетов и составлению материальных балансов, во второй части рассматриваются гидродинамические процессы, в третьей — тепловые и в четвертой — массообменные процессы.

В каждой части приведены многочисленные примеры, представляющие интерес для решения практических инженерных задач, связанных с проектированием и расчетами основных процессов и аппаратов различных химических производств. В книгу включены также комплексные задачи, решаемые последовательно в нескольких главах, и приведен справочный материал, необходимый для решения примеров.

Книга предназначена для инженеров-проектировщиков и производственников, работающих в химической и других (например, нефтехимической, пищевой и металлургической) отраслях промышленности. Она может быть использована в качестве учебного пособия студентами при изучении курса процессов и аппаратов химической технологии.

В книге содержится 169 рис., 44 таблицы и около 100 библиографических ссылок.

3-14-2

123-71

О. Флореа, О. Смигельский

Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии

Издательство «Химия», М., 1971 г.

448 с.

Редакторы И. В. Лебедева, Р. Е. Миневич,

Л. М. Сафонов, Р. М. Степанова

Технический редактор В. В. Коган

Художник Ю. М. Сизов

Корректоры Т. Р. Киприянова, З. И. Невская

Подписано к печати 24/V 1971 г. Формат бумаги 60×90^{1/16}.

Печ. л. 28. Уч.-изд. л. 31,48. Тираж 17 900 экз.

Типогр. бум. № 2. Цена 2 р. 38 к. Тем. план 1971 г., № 123. Заказ № 976.

Ордена Трудового Красного Знамени
Ленинградская типография № 2 имени Евгения Соколовой
Главполиграфпрома Комитета по печати при Совете Министров СССР,
Измайловский проспект, 29.

СОДЕРЖАНИЕ

| | |
|-----------------------|----|
| Предисловие редактора | 9 |
| Предисловие авторов | 11 |

ЧАСТЬ ПЕРВАЯ

ТЕХНИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ И МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

| | |
|--|----|
| Глава I. Основы технических расчетов | 13 |
| Построение графиков. Корреляционный анализ экспериментальных данных | 13 |
| Типы функций, используемых при описании химико-технологических процессов | 13 |
| Построение графиков | 13 |
| Определение коэффициентов эмпирических формул | 15 |
| Построение номограмм | 26 |
| Приближенные решения | 34 |
| Решение уравнений | 35 |
| Решение систем уравнений | 37 |
| Вычисление определенных интегралов | 38 |

| | |
|-----------------------------------|----|
| Глава II. Материальный баланс | 40 |
| Составление материальных балансов | 40 |
| Флюктуации и их гашение | 41 |
| Примеры | 43 |
| Задачи | 51 |

ЧАСТЬ ВТОРАЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

| | |
|---|----|
| Глава III. Элементы прикладной гидравлики | 55 |
| Гидростатика | 55 |
| Гидродинамика | 56 |
| Вязкость | 56 |

| | |
|---|----|
| Общие уравнения гидродинамики | 59 |
| Гидродинамическое подобие | 60 |
| Частные случаи движения жидкости | 60 |
| Движение жидкости по трубопроводам | 60 |
| Истечение из отверстий, пленочное течение по поверхности, перетекание через перегородки и водосливы | 64 |
| Гидродинамика кипящего (псевдоожигеинного) слоя | 66 |
| Перемещение жидкостей | 68 |
| Насосы для перемещения жидкостей | 68 |
| Компрессоры | 68 |
| Механическое перемешивание жидкостей | 70 |
| Примеры | 71 |
| Задачи | 91 |

| | |
|--|-----|
| Глава IV. Разделение гетерогенных систем | 96 |
| Основы расчета | 96 |
| Скорость осаждения | 96 |
| Фильтрование | 98 |
| Примеры | 99 |
| Задачи | 108 |

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

| | |
|---|-----|
| Глава V. Тепловой баланс | 110 |
| Приложение первого начала термодинамики | 110 |
| Теплообмен, сопровождаемый изменением температуры | 111 |
| Теплота физико-химических превращений | 112 |
| Составление тепловых балансов | 115 |
| Примеры | 116 |
| Задачи | 122 |

| | |
|---|-----|
| Глава VI. Теплопередача | 125 |
| Передача тепла теплопроводностью | 125 |
| Передача тепла конвекцией | 129 |
| Формулы для вычисления коэффициентов теплоотдачи | 129 |
| Теплоотдача при вынужденном движении жидкости | 130 |
| Теплоотдача при свободной конвекции | 136 |
| Теплоотдача при конденсации паров | 139 |
| Теплоотдача при кипении жидкости | 141 |
| Теплопередача при непосредственном контакте жидкости и газа | 143 |
| Теплоотдача излучением | 143 |
| Совместная теплопередача теплопроводностью, конвекцией и излучением | 145 |
| Примеры | 146 |
| Задачи | 174 |

| | |
|---|-----|
| Глава VII. Расчет теплообменной аппаратуры | 180 |
| Расчет теплообменников для нагрева или охлаждения жидкостей и газов | 180 |
| Теплообменники, работающие в стационарном режиме | 180 |
| Теплообменники, работающие в нестационарном режиме | 185 |
| Расчет выпарных аппаратов | 186 |
| Простая (однокорпусная) выпарка | 186 |
| Многокорпусная выпарка | 189 |
| Расчет конденсаторов | 191 |
| Поверхностные конденсаторы | 191 |
| Конденсаторы смешения | 195 |
| Примеры | 197 |
| Задачи | 250 |

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ ДИФфуЗИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ

| | |
|---|-----|
| Глава VIII. Массопередача | 257 |
| Основы массообмена | 257 |
| Равновесие между фазами | 257 |
| Коэффициенты диффузии | 262 |
| Определение коэффициентов массоотдачи | 265 |
| Определение коэффициентов массоотдачи в системе газ—жидкость | 265 |
| Определение коэффициентов массоотдачи в системе пар—жидкость | 271 |
| Определение коэффициентов массоотдачи в системе жидкость—жидкость | 272 |
| Определение коэффициентов массопередачи | 272 |
| Примеры | 272 |
| Задачи | 303 |

| | |
|---|-----|
| Глава IX. Аппараты колонного типа для процессов массообмена | 306 |
| Насадочные колонны | 306 |
| Расчет параметров насадки | 306 |
| Гидравлическое сопротивление насадочных колонн | 308 |
| Тарельчатые колонны | 313 |
| Примеры | 316 |
| Задачи | 325 |

| | |
|---|-----|
| Глава X. Абсорбция | 326 |
| Основы расчета | 326 |
| Материальный баланс абсорбционной колонны | 326 |
| Минимальный расход абсорбента | 327 |
| Уравнение рабочей линии | 327 |
| Расчет абсорбционных колонн | 327 |
| Примеры | 331 |
| Задачи | 350 |

| | |
|--|-----|
| Глава XI. Перегонка и ректификация | 351 |
| Перегонка | 351 |
| Простая перегонка | 352 |
| Равновесная, или интегральная, перегонка | 353 |

| | |
|--|-----|
| Перегонка с водяным паром | 354 |
| Ректификация. Технологический расчет ректификационных колонн непрерывного действия | 354 |
| Методы определения числа теоретических тарелок | 354 |
| Расчет ректификационных колонн на основе коэффициентов массопередачи | 359 |
| Примеры | 360 |
| Задачи | 366 |
| Глава XII. Жидкостная экстракция | 388 |
| Физико-химические основы процесса и графическое изображение условий равновесия | 388 |
| Диаграммы для расчета процессов экстракции | 388 |
| Процессы экстракции | 390 |
| Одноступенчатая экстракция | 390 |
| Многоступенчатая экстракция при перекрестном токе | 393 |
| Противоточная многоступенчатая экстракция | 394 |
| Примеры | 396 |
| Задачи | 411 |

ЧАСТЬ ПЯТАЯ

ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ И ПРИЛОЖЕНИЯ

| | |
|------------------|-----|
| Ответы на задачи | 414 |
| Приложения | 419 |

ПРЕДИСЛОВИЕ РЕДАКТОРА

Без знания типовых методов расчета невозможно глубокое изучение учебной дисциплины «Основные процессы и аппараты химической технологии». Применение теоретических знаний для решения примеров и задач помогает приобрести навыки в расчетах, необходимые специалисту при проектировании и эксплуатации химических производств.

К сожалению, учебные пособия по расчетам основных процессов и аппаратов химической технологии малочисленны. Среди них можно отметить получившую широкую известность в СССР и за рубежом книгу К. Ф. Павлова, П. Г. Романкова и А. А. Носкова «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии», отражающую многолетний опыт преподавания этой ведущей общинженерной дисциплины в отечественных химико-технологических вузах. Задачи дальнейшего развития химической промышленности, связанного с интенсификацией и автоматизацией производств, освоением новой техники, созданием крупных и экономичных аппаратурных агрегатов, требуют увеличения выпуска литературы, способствующей углубленному изучению расчетной части курса «Процессы и аппараты».

Поэтому представляется полезным издание перевода на русский язык книги О. Флореа и О. Смигельского «Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии», изданной в Румынской Социалистической республике в 1966 г. под редакцией чл.-корр. АН РСР Эм. А. Брату.

Книга предназначена авторами в качестве пособия по расчетам процессов и аппаратов не только для студентов, но и для инженеров химиков-технологов. Вследствие этого в книгу включены расчеты, которые по объему и содержанию выходят за рамки семинарских занятий и могут быть использованы студентами при курсовом и дипломном проектировании.

В первой части книги содержатся краткие общие сведения по графической обработке и корреляционному анализу экспериментальных данных, построению номограмм и приближенным решениям уравнений. Помимо типовых примеров приведены решения

задач несколькими методами или с использованием различных расчетных формул и сравнительных оценок получаемых результатов. В книге имеются также комплексные задачи, последовательно решаемые в нескольких главах. При решении задач авторы довольно широко используют работы советских ученых в области процессов и аппаратов химической технологии. Достоинство книги заключается, кроме того, в том, что решения задач выполнены в Международной системе единиц (СИ), принятой в СССР как предпочтительная во всех областях науки, техники и народного хозяйства, а также при преподавании.

Таковы особенности книги О. Флореа и О. Смигельского, отличающие ее в научно-техническом и методическом отношении. Вместе с тем в книге отсутствуют разделы, посвященные массообменным процессам с участием твердой фазы (сушка, адсорбция, экстракция из пористых твердых тел), а также механическим процессам. Нельзя во всем согласиться с авторами в отборе расчетных зависимостей, используемых в задачах и примерах, а также в трактовке отдельных вопросов и оценке некоторых результатов расчета. В книге не затронуты вопросы структуры потоков и распределения времени пребывания в химических аппаратах, влияния продольного перемешивания на массообмен и др., необходимость освещения которых в пособиях по расчету современных процессов и аппаратов не вызывает сомнений.

В процессе перевода книги пришлось устранить ряд вкрадшихся неточностей, опечаток, а также пересчитать некоторые примеры. Кроме того, были изменены многие обозначения величин, отличающиеся от общепринятых в отечественной технической литературе. Ответы на задачи для самостоятельного решения (приведенные в конце книги) не проверялись.

При редактировании книги мы сочли возможным опустить некоторые ссылки на иностранные литературные источники, малодоступные для советского читателя, и дополнить список литературы книгами на русском языке, широко используемыми при расчетах процессов и аппаратов.

В редактировании книги принял участие И. А. Гильденблат, которому считаю своим долгом выразить глубокую благодарность.

С.З. Каган

ПРЕДИСЛОВИЕ АВТОРОВ

Значение упражнений для закрепления и углубления знаний, полученных при изучении любой дисциплины, не подлежит сомнению. Основная цель данной книги заключается в том, чтобы ускорить закрепление теоретических знаний и способствовать формированию у читателя инженерного образа мыслей, который поможет ему легче приспособляться к постоянно возрастающим требованиям развивающейся химической промышленности.

Поэтому были выбраны методы расчета, которые имеют наиболее общее значение и могут быть использованы для решения типовых задач по процессам и аппаратам химической технологии.

В книге представлены решения задач, проведенные различными методами, и дано сравнение полученных результатов. Это должно способствовать развитию у читателя инженерного подхода к решению задач и умению ориентироваться в выборе наиболее подходящего метода расчета.

Подбор и расположение материала в книге таковы, что в ней последовательно рассмотрены основные типовые процессы химической технологии (гидродинамические, тепловые и массообменные), причем основное внимание уделено течению жидкостей, теплопередаче и расчету теплообменников, основам теплопередачи в системах газ — жидкость, пар — жидкость и жидкость — жидкость. Специальная глава посвящена аппаратам колонного типа ввиду их широкого распространения в химической промышленности. В книгу включены также главы, имеющие общее значение для расчета различных процессов. В них рассматриваются некоторые математические методы, используемые в технико-химических расчетах, способы составления материальных балансов и ведения процесса в стационарном и нестационарном режимах.

Вводная часть каждой главы, содержащая изложение и обоснование методов расчета и расчетных формул, не может заменить соответствующего раздела основного курса процессов и аппаратов. Поэтому авторы рекомендуют предварительно изучить имеющуюся специальную литературу (учебники или монографии), что облегчит читателю не только понимание методов расчета, но и прочное их усвоение.

Авторы считают себя обязанными выразить благодарность всем, кто своими замечаниями или советами способствовали успешному завершению данной работы. Особую признательность авторы выражают профессору, доктору наук Эм. А. Брату за постоянную поддержку и руководство.

Авторы

ЧАСТЬ ПЕРВАЯ ТЕХНИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ И МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Глава I

ОСНОВЫ ТЕХНИЧЕСКИХ РАСЧЕТОВ

ПОСТРОЕНИЕ ГРАФИКОВ. КОРРЕЛЯЦИОННЫЙ АНАЛИЗ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ

При экспериментальном исследовании того или иного процесса обычно получают некоторые численные результаты, по которым можно установить закон, связывающий исследуемые переменные. Если целью опыта является получение результатов, действительных только для данного случая (например, при калибровке измерительного прибора), то можно ограничиться представлением зависимости между исследуемыми переменными в виде таблицы или, что еще лучше, в виде графика. Когда же целью исследования является обобщение результатов опыта, то обычно экспериментальные данные математически обрабатывают для получения аналитического выражения искомого закона. Иногда и в первом случае целесообразнее получить эмпирическую формулу, которой удобнее пользоваться, чем графиками.

В зависимости от цели и требуемой точности для математической обработки экспериментальных данных можно использовать графические или статистические методы.

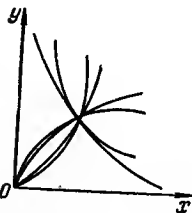
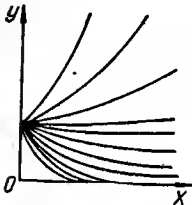
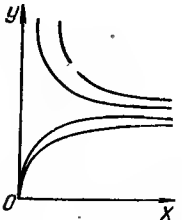
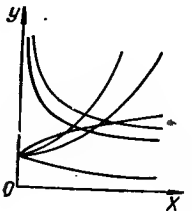
Типы функций, используемых при описании химико-технологических процессов

В табл. I-1 графически представлены некоторые типы функций, наиболее часто встречающиеся при расчетах химической аппаратуры. Для каждого семейства кривых дано исходное уравнение, метод его линеаризации и уравнение, полученное после линеаризации. Число типов функций, с которыми приходится сталкиваться при описании процессов, намного больше, но с помощью различных методов замены переменных можно прийти к функциям, приведенным в табл. I-1.

Построение графиков

Построение графика состоит из следующих основных этапов:
выбор масштаба шкал. При выборе масштаба (длины, соответствующей единице измерения изображаемой величины)

Таблица I-1. Некоторые типы функций, наиболее часто встречающиеся при расчетах химической аппаратуры

| Форма кривой | Уравнение | Метод линеаризации | Уравнение, полученное при линеаризации |
|--|---|---|--|
|  | I $y = ax^b$ (график дан для $a = \text{const}$) | $X = \lg x$ $Y = \lg y$ | $Y = \lg a + bX$ |
|  | II $y = ae^{bx}$ (график дан для $a = \text{const}$) | $Y = \lg y$ | $Y = \lg a + bx \lg e$ |
|  | III $y = \frac{x}{a+bx}$ | $Y = \frac{1}{y}$ $X = \frac{1}{x}$ | $Y = aX + b$ |
|  | IV $y = c + ax^b$ | Если b известно: $X = x^b$ Если b неизвестно: $X = \lg x$ $Y = \lg (y - c)$ | $Y = c + aX$ $Y = \lg a + bX$ |

учитываются точность отсчета и удобство нанесения делений. Масштабы выбирают так, чтобы значения величин, наносимых на шкалу, выражались круглыми числами, а наклон полученной кривой составлял приблизительно 45° ;

нанесение делений на оси. На координатные оси наносят только такие деления, которые соответствуют целым значениям изображаемых величин;

нанесение точек, полученных при проведении опытов;

проведение плавной кривой через полученные точки. Если не все точки укладываются на кривую, последнюю проводят между ними.

Определение коэффициентов эмпирических формул

Для определения коэффициентов эмпирических уравнений можно использовать графический метод, метод средних или метод наименьших квадратов. Как графический, так и аналитические методы требуют линеаризации кривых, полученных при графическом изображении экспериментальных данных.

Графический метод. С помощью соответствующей замены переменных линеаризуют функциональную зависимость и получают линейную функцию вида

$$Y = A + BX \quad (I.1)$$

Эта функция изображается на графике прямой. Метод графического определения постоянных A и B понятен из рис. I-1. Обратный переход к исходной функциональной зависимости осуществляют с учетом использованного метода линеаризации.

Если полученная прямая расположена далеко от начала координат и ее невозможно продолжить (см. рис. I-1), то используют следующие соотношения:

$$A = \frac{Y_1 X_2 - Y_2 X_1}{X_2 - X_1} \quad (I.2)$$

$$B = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} \quad (I.3)$$

где Y_1, X_1 и Y_2, X_2 — численные значения координат двух произвольных точек полученной прямой.

Метод средних. В линеаризованное уравнение (I.1) подставляют экспериментальные значения X_i и Y_i , при этом получают ряд уравнений вида $Y_i = A + BX_i$, число которых n равно числу

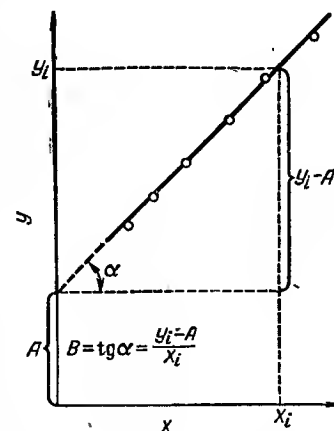


Рис. I-1. Графическое определение коэффициентов эмпирических формул.

экспериментальных точек. Эти уравнения разделяют на две приблизительно равные группы и складывают почленно уравнения каждой группы. Пусть в первой группе будет k уравнений, а во второй ($n-k$) уравнений. В результате получаем следующую систему уравнений:

$$\sum_{i=1}^k Y_i = kA + B \sum_{i=1}^k X_i$$

$$\sum_{i=k+1}^n Y_i = (n-k)A + B \sum_{i=k+1}^n X_i \quad (I.4)$$

Из данной системы уравнений определяют постоянные A и B .
Метод наименьших квадратов. В его основу положено условие минимальности отклонений суммы квадратов экспериментально найденных величин от расчетных:

$$\sum_{i=1}^n (Y_i - A - BX_i)^2 = \min \quad (I.5)$$

Следовательно, частные производные по A и по B должны быть равны нулю:

$$\frac{\partial}{\partial A} \sum (Y_i - A - BX_i)^2 = \sum 2(Y_i - A - BX_i)(-1) = 0 \quad (I.6)$$

$$\frac{\partial}{\partial B} \sum (Y_i - A - BX_i)^2 = \sum 2(Y_i - A - BX_i)(-X_i) = 0 \quad (I.7)$$

Таким образом получают систему уравнений

$$\sum Y_i = nA + B \sum X_i \quad (I.8)$$

$$\sum X_i Y_i = A \sum X_i + B \sum X_i^2 \quad (I.9)$$

из которых находят значения A и B .

Таблица I-2. Значение перепадов давления в функции от скорости воздуха

| Экспериментальные значения величин | | | | Вычисленные значения величин по | | | |
|------------------------------------|-------|-----------|----------------|---------------------------------|--------------|------------------|--------------|
| | | | | уравнению (I.13) | | уравнению (I.14) | |
| Δp | w_0 | $\lg w_0$ | $\lg \Delta p$ | $\Delta p_{гр}$ | $\Delta, \%$ | $\Delta p_{ср}$ | $\Delta, \%$ |
| 3,0 | 5,01 | 0,6998 | 0,4771 | 3,02 | +0,7 | 3,05 | +1,7 |
| 6,0 | 7,10 | 0,8513 | 0,7781 | 6,17 | +2,8 | 6,12 | +2,0 |
| 10,0 | 9,10 | 0,9590 | 1,0000 | 10,24 | +2,4 | 10,05 | +0,5 |
| 15,0 | 11,10 | 1,0453 | 1,1761 | 15,39 | +2,6 | 14,94 | -0,4 |
| 24,5 | 14,20 | 1,1523 | 1,3892 | 25,45 | +3,9 | 24,45 | -0,2 |
| 34,5 | 17,00 | 1,2304 | 1,5378 | 36,76 | +6,6 | 35,08 | +1,7 |
| 46,0 | 19,20 | 1,2833 | 1,6627 | 47,16 | +2,5 | 44,75 | -2,7 |
| 60,0 | 22,30 | 1,3483 | 1,7781 | 63,21 | +5,4 | 60,37 | +0,6 |
| 75,3 | 24,80 | 1,3945 | 1,8768 | 79,61 | +5,7 | 74,68 | -0,8 |
| 98,0 | 28,60 | 1,4563 | 1,9912 | 106,42 | +8,6 | 99,32 | +1,3 |

Метод наименьших квадратов представляет собой наиболее точный метод определения коэффициентов эмпирических формул.
Пример I.1. В результате опытов получены значения перепадов давления Δp (в кгс/м^2) в функции от скорости воздуха w_0 (в м/сек) в отверстиях ситчатой тарелки, которые приведены в левой части табл. I-2.

Найти зависимость перепада давления (потери напора) Δp от скорости воздуха w_0 .

Решение. По экспериментальным данным строим график, представленный на рис. I-2. Из сравнения полученной кривой с кривыми, приведенными в табл. I-1, видно, что ее можно аппроксимировать уравнением I, т. е. зависимость потери напора от скорости газа описывается уравнением вида

$$\Delta p = a w_0^b \quad (I.10)$$

Обозначим $\Delta p = y$ и $w_0 = x$; путем логарифмирования линеаризуем уравнение (I.10):

$$\lg y = \lg a + b \lg x \quad (I.11)$$

или

$$Y = A + BX \quad (I.12)$$

где $Y = \lg y = \lg \Delta p$; $X = \lg x = \lg w_0$;
 $A = \lg a$; $B = b$.

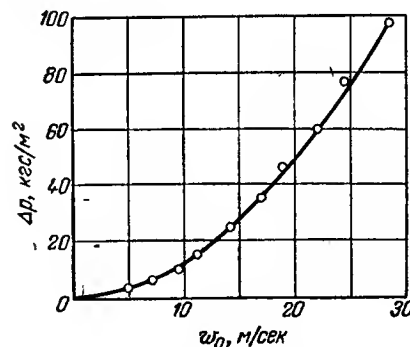


Рис. I-2. Зависимость перепада давления Δp от скорости воздуха w_0 [уравнение (I.10)] в обычных координатах.

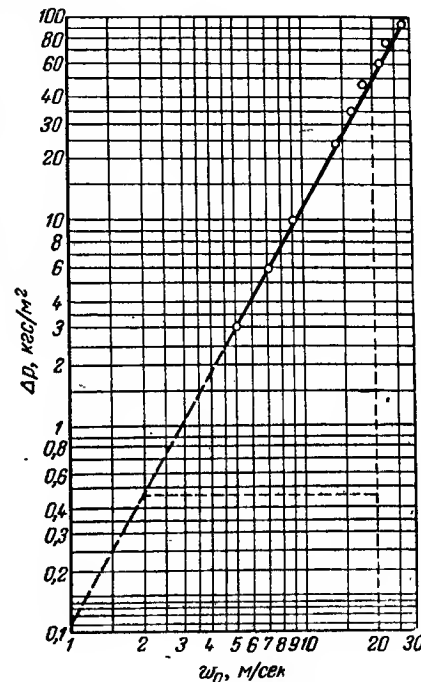


Рис. I-3. Зависимость перепада давления Δp от скорости воздуха w_0 [уравнение (I.10)] в логарифмических координатах.

В соответствии с уравнением (I.12), полученные экспериментальные данные изобразятся в логарифмических координатах в виде прямой. Действительно, как видно из рис. I-3, в логарифмических координатах экспериментальные точки укладываются на прямую.

Постоянные a и b определяем графическим методом и методом средних.
Графический метод. Продолжив на рис. I-3 экспериментальную прямую до пересечения с осью ординат, получим при $X = 0$ значение $a = 0,112$.

Постоянную b (угловой коэффициент прямой) находим построением, показанным на рис. 1-3 пунктирными линиями:

$$b = \frac{\lg 50 - \lg 0,48}{\lg 20 - \lg 2} = 2,045$$

Таким образом, при использовании графического метода получаем следующее уравнение:

$$\Delta p_{\text{гр}} = 0,112 \omega_0^{2,045} \quad (I. 13)$$

Метод средних. Подставив в уравнение (I.12) значения величин, соответствующих экспериментальным данным по табл. I-2, получим следующие уравнения:

$$\begin{aligned} 0,4771 &= A + 0,6998B & 1,5378 &= A + 1,2304B \\ 0,7781 &= A + 0,8512B & 1,6627 &= A + 1,2833B \\ 1,0000 &= A + 0,9590B & 1,7781 &= A + 1,3483B \\ 1,1760 &= A + 1,0453B & 1,8767 &= A + 1,3944B \\ 1,3891 &= A + 1,1522B & 1,9912 &= A + 1,4563B \end{aligned}$$

Разделив эти уравнения на две группы и сложив уравнения каждой группы, составляем систему уравнений:

$$5A + 4,7075B = 4,8203$$

$$5A + 6,7127B = 8,8465$$

Решая ее, получаем:

$$B = b = 2$$

$$A = \lg a = -0,9158 = \bar{1},0842; a = 0,1214$$

Подставив эти значения в уравнение (I.10), найдем выражение для определения потери напора в отверстиях ситчатой тарелки в зависимости от скорости воздуха в отверстиях:

$$\Delta p_{\text{ср}} = 0,1214 \omega_0^2 \quad (I. 14)$$

В правой части табл. I-2 приведены значения Δp , полученные при использовании уравнений (I.13) и (I.14), а также отклонения Δ расчетных значений ве-

Таблица I-3. Результаты опытов по растворению соли в сосуде с мешалкой

| Экспериментальные значения величин | | | Вычисленные значения величин по | | | |
|------------------------------------|-----|---------|---------------------------------|--------------|------------------|--------------|
| | | | уравнению (I.18) | | уравнению (I.19) | |
| y | x | $\lg y$ | $y_{\text{гр}}$ | $\Delta, \%$ | $y_{\text{ср}}$ | $\Delta, \%$ |
| 1,78 | 1 | 0,250 | 1,76 | -1 | 1,81 | +1,5 |
| 2,24 | 2 | 0,350 | 2,21 | -1 | 2,27 | +1 |
| 2,74 | 3 | 0,438 | 2,78 | +1,5 | 2,83 | +3 |
| 3,74 | 4 | 0,573 | 3,49 | -6,7 | 3,54 | -5,5 |
| 4,45 | 5 | 0,648 | 4,39 | -1,5 | 4,43 | -0,45 |
| 5,31 | 6 | 0,725 | 5,51 | +4 | 5,34 | +4,5 |
| 6,92 | 7 | 0,840 | 6,92 | 0 | 6,93 | 0 |
| 8,85 | 8 | 0,947 | 8,90 | +0,5 | 8,67 | -2 |
| 10,97 | 9 | 1,040 | 10,92 | -0,5 | 10,84 | -1 |

личин в % от их значений, определенных экспериментально. Как видно из таблицы, уравнение (I.14), полученное методом средних, дает значительно более близкие к экспериментальным данным результаты.

Пример I.2. В табл. I-3 приведены результаты опытов по растворению соли в сосуде с мешалкой, причем y — концентрация соли в растворе, %, а x — время растворения, мин.

Найти эмпирическое уравнение, выражающее зависимость между величинами x и y .

Решение. Экспериментальные данные представлены на рис. I-4.

Из сравнения полученной кривой с кривыми, приведенными в табл. I-1, видно, что экспериментальную кривую можно аппроксимировать уравнением II:

$$y = ae^{bx} \quad (I. 15)$$

Уравнение (I.15) после логарифмирования превращается в линейное уравнение

$$\lg y = \lg a + bx \lg e \quad (I. 16)$$

или в более общем виде

$$Y = A + Bx \quad (I. 17)$$

где $Y = \lg y$; $A = \lg a$; $B = \lg e$.

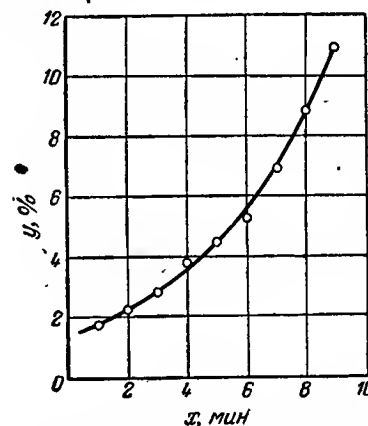


Рис. I-4. Графическое изображение экспериментальных данных табл. I-3.

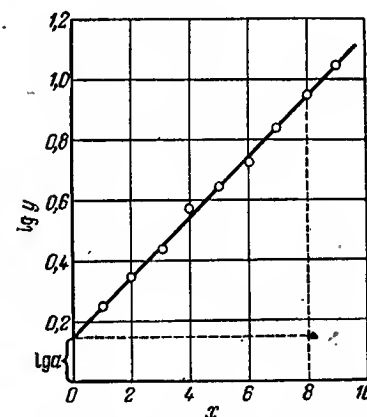


Рис. I-5. Линейаризованный график уравнений (I.16), полученный на основании экспериментальных данных табл. I-3.

В полулогарифмических координатах уравнение (I.16) изображается прямой. Действительно, полученные экспериментальные значения величин на графике, построенном в полулогарифмических координатах, укладываются на прямую (рис. I-5); это указывает на то, что уравнение (I.15) было выбрано правильно.

Из рис. I-5 получаем следующие значения постоянных a и b :

$$A = \lg a = 0,147; a = 1,403$$

$$B = \frac{\lg 8,7 - \lg 1,403}{8} = \frac{0,940 - 0,147}{8} = 0,0991$$

$$B = b \lg e$$

$$b = \frac{0,0991}{\lg e} = \frac{0,0991}{0,4343} = 0,228$$

Подставив эти значения в уравнение (I.15), получим следующую эмпирическую формулу:

$$y = 1,403e^{0,288x} \quad (I.18)$$

Для определения постоянных a и b методом средних напишем уравнения, соответствующие функции (I.17):

$$\begin{aligned} 0,259 &= A + B & 0,725 &= A + 6B \\ 0,350 &= A + 2B & 0,840 &= A + 7B \\ 0,438 &= A + 3B & 0,947 &= A + 8B \\ 0,573 &= A + 4B & 1,040 &= A + 9B \\ 0,648 &= A + 5B \end{aligned}$$

Сложив первые пять и последние четыре уравнения, получим систему:

$$\begin{aligned} 2,259 &= 5A + 15B \\ 3,552 &= 4A + 30B \end{aligned}$$

Решая ее, находим следующие значения постоянных:

$$\begin{aligned} B &= 0,097 \\ b &= \frac{B}{\lg e} = \frac{0,097}{0,4343} = 0,2235 \\ A &= \lg a = 0,161; \quad a = 1,45 \end{aligned}$$

Таким образом, при помощи метода средних получаем следующую эмпирическую формулу:

$$y = 1,45e^{0,2235x} \quad (I.19)$$

В четвертом и шестом столбцах табл. I-3 приведены расчетные значения концентрации соли в растворе $y_{\text{р}}$ и $y_{\text{ср}}$, вычисленные по формулам (I.18) и (I.19).

Пример I.3. При проведении опытов по фильтрованию суспензии при постоянном перепаде давления на фильтре были получены результаты, приведенные в табл. I-4.

Таблица I-4. Результаты опытов по фильтрованию суспензии при постоянном перепаде давлений на фильтре

| Экспериментальные значения величин | | | | Значения величин, рассчитанные по уравнению (I.22) | | | |
|------------------------------------|-----------------------|---------------------|-------------------|--|--------|--------------|------------------|
| τ , мин | V , см ³ | τ/V | V^2 | aV | bV^2 | τ , мин | $\Delta\tau$, % |
| 1,40 | 50 | $2,8 \cdot 10^{-2}$ | $2,5 \cdot 10^3$ | 0,5 | 0,9 | 1,40 | 0 |
| 4,60 | 100 | $4,6 \cdot 10^{-2}$ | $1 \cdot 10^4$ | 1 | 3,6 | 4,60 | 0 |
| 9,75 | 150 | $6,5 \cdot 10^{-2}$ | $2,25 \cdot 10^4$ | 1,5 | 8,1 | 9,60 | -1,5 |
| 12,60 | 175 | $7,2 \cdot 10^{-2}$ | $3,06 \cdot 10^4$ | 1,75 | 11,0 | 12,75 | +1,5 |
| 16,60 | 200 | $8,3 \cdot 10^{-2}$ | $4,00 \cdot 10^4$ | 2,0 | 14,40 | 16,40 | -1,2 |
| 20,30 | 225 | $9 \cdot 10^{-2}$ | $5,06 \cdot 10^4$ | 2,25 | 18,20 | 20,45 | +0,75 |
| 25,0 | 250 | $10 \cdot 10^{-2}$ | $6,25 \cdot 10^4$ | 2,50 | 22,50 | 25,00 | 0 |
| 30,2 | 275 | $11 \cdot 10^{-2}$ | $7,56 \cdot 10^4$ | 2,75 | 27,30 | 30,05 | -0,5 |

Уравнение фильтрования при постоянном перепаде давления имеет вид:

$$\tau = aV + bV^2$$

где τ — время фильтрования, мин; V — объем фильтрата, см³.

Определить константы a и b .

Решение. Общий вид уравнения фильтрования известен:

$$\tau = aV + bV^2 \quad (I.20)$$

Поэтому отпадает необходимость в построении графика для определения типа искомой функции.

Решение задачи заключается в линейзации уравнения (I.20), графическом изображении полученного линейного уравнения и определении из графика постоянных a и b .

Для линейзации уравнения (I.20) разделим обе его части на V , при этом получим уравнение:

$$\frac{\tau}{V} = a + bV \quad (I.21)$$

Уравнение (I.21) в координатах τ/V — V изображается прямой. Действительно, если нанести на график экспериментальные данные, то, как видно из рис. I-6, получим прямую линию. Из рис. I-6 находим следующие значения постоянных a и b :

$$\begin{aligned} a &= 1 \cdot 10^{-2} \text{ мин} \cdot \text{см}^{-3} \\ b &= \frac{10 \cdot 10^{-2} - 1 \cdot 10^{-2}}{250} = 3,6 \cdot 10^{-4} \text{ мин} \cdot \text{см}^{-6} \end{aligned}$$

Следовательно, для данной суспензии при условиях опыта уравнение фильтрования имеет вид:

$$\tau = 1 \cdot 10^{-2} V - 3,6 \cdot 10^{-4} V^2 \quad (I.22)$$

В табл. I-4, кроме экспериментальных найденных значений времени фильтрования, приведены значения τ , вычисленные с помощью уравнения (I.22). Разумеется, методом средних можно было бы получить более точное уравнение, однако в данном случае в такой точности нет надобности.

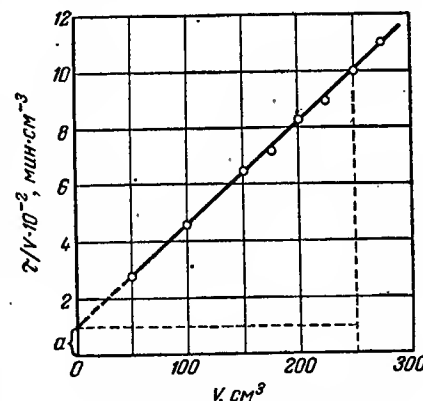


Рис. I-6. График уравнения (I.21).

Пример I.4. В столбцах 1 и 2 табл. I-5 приведены равновесные концентрации бензола в жидкости (x) и в паре (y) для системы бензол — толуол (в мольных долях).

Найти эмпирическую формулу для определения равновесного состава паровой фазы в зависимости от состава жидкой фазы.

Решение. Наносим экспериментальные данные на график рис. I-7. Из сравнения полученной кривой с кривыми табл. I-1 видно, что ее можно аппроксимировать уравнением III, т. е.

$$y = \frac{x}{a + bx} \quad (I.23)$$

Таблица 1-5. Равновесные концентрации бензола в жидкости и в паре для системы бензол—толуол

| Экспериментальные значения величин | | | | Расчетные значения величин | | | |
|------------------------------------|-------|-------|-------|---|------|-------------------------------------|------|
| y | x | 1/y | 1/x | графическим методом по уравнению (1.26) | | методом средних по уравнению (1.27) | |
| | | | | y _{гр} | Δ, % | y _{ср} | Δ, % |
| 0,370 | 0,200 | 2,702 | 5,000 | 0,373 | +0,8 | 0,373 | +0,5 |
| 0,500 | 0,300 | 2,000 | 3,333 | 0,508 | +1,4 | 0,505 | +1 |
| 0,618 | 0,397 | 1,618 | 2,518 | 0,615 | -0,5 | 0,613 | -0,8 |
| 0,710 | 0,489 | 1,408 | 2,045 | 0,703 | -1 | 0,700 | -1,4 |
| 0,789 | 0,592 | 1,267 | 1,689 | 0,786 | -0,5 | 0,781 | -1 |
| 0,853 | 0,700 | 1,172 | 1,428 | 0,862 | +1 | 0,855 | +0,2 |
| 0,914 | 0,803 | 1,094 | 1,245 | 0,904 | -1,1 | 0,916 | +0,2 |
| 0,957 | 0,903 | 1,044 | 1,107 | 0,975 | +1,8 | 0,967 | +1 |

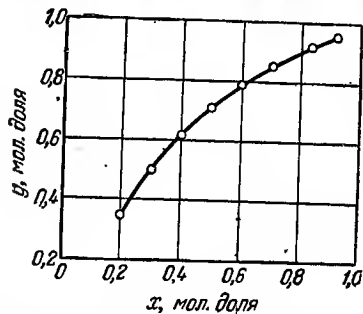


Рис. 1-7. Графическое изображение экспериментальных данных табл. 1-5.

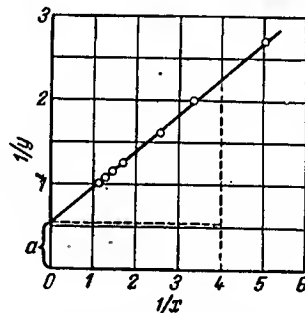


Рис. 1-8. Линейризованный график уравнения (1.25) для приведенных в табл. 1-5 данных.

После подстановки $Y = 1/y$ и $X = 1/x$ получим вместо уравнения (1.23) вы-

ражение:

$$Y = aX + b \quad (1.24)$$

$$\frac{1}{y} = \frac{a}{x} + b \quad (1.25)$$

Из рис. 1-8, на котором представлены экспериментальные данные в координатах $1/y - 1/x$, получаем следующие значения постоянных a и b :

$$b = 0,55$$

$$a = \frac{2,255 - 0,55}{4} = \frac{1,705}{4} = 0,4262$$

Подставив эти значения в уравнение (1.23), получим:

$$y = \frac{x}{0,4262 + 0,55x} \quad (1.26)$$

Для определения коэффициентов a и b методом средних подставляем данные столбцов 3 и 4 табл. 1-5 в уравнение (1.25). При этом получаем следующие уравнения, соответствующие экспериментальным точкам:

$$\begin{aligned} 2,702 &= b + 5,000a & 1,267 &= b + 1,689a \\ 2,000 &= b + 3,333a & 1,172 &= b + 1,428a \\ 1,618 &= b + 2,518a & 1,094 &= b + 1,245a \\ 1,408 &= b + 2,045a & 1,044 &= b + 1,107a \end{aligned}$$

Разделив эти уравнения на две группы и сложив уравнения каждой группы, получаем систему уравнений:

$$\begin{aligned} 7,728 &= 4b + 12,896a \\ 4,577 &= 4b + 5,469a \end{aligned}$$

Решая эту систему, находим следующие значения коэффициентов:

$$a = 0,4242; \quad b = 0,554$$

При данных значениях a и b уравнение (1.23) принимает вид:

$$y = \frac{x}{0,4242 + 0,564x} \quad (1.27)$$

Как видно из табл. 1-5, уравнение (1.27) дает меньшие отклонения от опытных данных, чем уравнение (1.26).

Пример 1.5. При фильтровании водной суспензии гидроокиси хрома на лабораторном фильтре были получены значения удельного сопротивления осадка $r_{ос}$ (в $м^{-2}$) в зависимости от перепада давления на фильтре Δp (в $н/см^2$), приведенные в табл. 1-6 (столбцы 1 и 2).

Найти уравнение, выражающее зависимость $r_{ос} = f(\Delta p)$.

Таблица 1-6. Значения удельного сопротивления осадка в зависимости от перепада давления на фильтре

| Экспериментальные значения величин | | Значения $r_{ос} - c, м^{-2}$ | Значения величин, рассчитанные по уравнению (1.32) | | |
|------------------------------------|----------------------|-------------------------------|--|----------------------|---------------------|
| $\Delta p, н/см^2$ | $r_{ос}, м^{-2}$ | | $a\Delta p$ | $r_{ос}$ | $\Delta r_{ос}, \%$ |
| 2,720 | $1,81 \cdot 10^{14}$ | $1,48 \cdot 10^{14}$ | $1,47 \cdot 10^{14}$ | $1,80 \cdot 10^{14}$ | -0,5 |
| 4,080 | $2,30 \cdot 10^{14}$ | $1,97 \cdot 10^{14}$ | $1,97 \cdot 10^{14}$ | $2,30 \cdot 10^{14}$ | 0 |
| 5,440 | $2,82 \cdot 10^{14}$ | $2,49 \cdot 10^{14}$ | $2,47 \cdot 10^{14}$ | $2,80 \cdot 10^{14}$ | -0,7 |
| 6,800 | $3,26 \cdot 10^{14}$ | $2,93 \cdot 10^{14}$ | $2,91 \cdot 10^{14}$ | $3,24 \cdot 10^{14}$ | -0,6 |
| 8,160 | $3,64 \cdot 10^{14}$ | $3,31 \cdot 10^{14}$ | $3,34 \cdot 10^{14}$ | $3,67 \cdot 10^{14}$ | +0,8 |
| 9,520 | $4,08 \cdot 10^{14}$ | $3,75 \cdot 10^{14}$ | $3,75 \cdot 10^{14}$ | $4,08 \cdot 10^{14}$ | 0 |

Решение. Опытные данные представлены графически на рис. 1-9. Полученная кривая относится к типу IV (см. табл. 1-1):

$$y = c + ax^b \quad (1.28)$$

Постоянную c определяем из опытной кривой (см. рис. 1-9), взяв две произвольные точки с абсциссами x_1 и x_2 и соответствующими ординатами y_1 и y_2

и третью точку с абсциссой $x_3 = \sqrt{x_1 x_2}$ и соответствующей ординатой y_3 . Постоянная c определяется из соотношения:

$$c = \frac{y_1 y_2 - y_3^2}{y_1 + y_2 - 2y_3} \quad (I. 29)$$

Взяв на кривой (см. рис. I-9) точки

$$x_1 = 2,72; \quad y_1 = 1,81 \cdot 10^{14}$$

и

$$x_2 = 8,16; \quad y_2 = 3,64 \cdot 10^{14}$$

получим абсциссу третьей точки:

$$x_3 = \sqrt{2,72 \cdot 8,16} = 4,7$$

Этой точке соответствует ордината

$$y_3 = 2,55 \cdot 10^{14}$$

Подставив значения y_1 , y_2 и y_3 в уравнение (I.29), находим значение c :

$$c = \frac{1,81 \cdot 10^{14} \cdot 3,64 \cdot 10^{14} - (2,55 \cdot 10^{14})^2}{1,81 \cdot 10^{14} + 3,64 \cdot 10^{14} - 2 \cdot 2,55 \cdot 10^{14}} = \frac{6,62 \cdot 10^{28} - 6,502 \cdot 10^{28}}{0,35 \cdot 10^{14}} = 34 \cdot 10^{12}$$

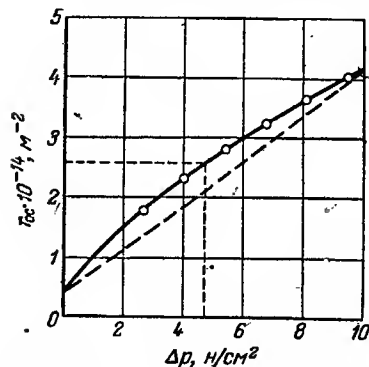


Рис. I-9. Графическое изображение экспериментальных данных табл. I-6.

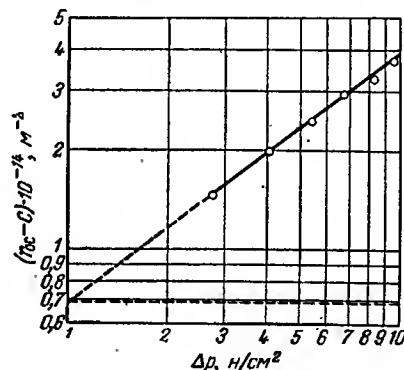


Рис. I-10. График уравнения (I.31).

Зная постоянную c и обозначив

$$X = \lg x \text{ и } Y = \lg (y - c)$$

получим вместо уравнения (I.28) следующее выражение:

$$Y = \lg a + bX \quad (I. 30)$$

Возвращаясь к исходным обозначениям, вместо уравнения (I.30) получим:

$$\lg (r_{oc} - c) = \lg a + b \lg \Delta p \quad (I. 31)$$

Графическое изображение уравнения (I.31) приведено на рис. I-10. Из графика находим значения постоянных a и b :

$$a = 0,69 \cdot 10^{14}$$

$$b = \frac{\lg 3,88 \cdot 10^{14} - \lg 0,59 \cdot 10^{14}}{\lg 10 - \lg 1} = \frac{14,5888 - 13,8388}{1} = 0,75$$

Подставив значения a , b и c в уравнение (I.26), окончательно получим:

$$r_{oc} = 34 \cdot 10^{12} + 0,69 \cdot 10^{14} (\Delta p)^{0,75} \quad (I. 32)$$

Уравнение (I.32) выражает зависимость удельного сопротивления осадка от перепада давления на фильтре. Величины, вычисленные с помощью этого уравнения, как видно из табл. I-6, очень хорошо согласуются с данными опыта.

Пример I.6. Была определена производительность шаровой мельницы в зависимости от скорости ее вращения и получены следующие результаты:

| | | | |
|----------------------------------|-----|-----|-----|
| Скорость вращения n , об/ч . . | 140 | 240 | 650 |
| Производительность W , т/ч . . | 4,0 | 5,0 | 7,0 |

Зависимость между изучаемыми параметрами характеризуется функцией вида:

$$W = an^b$$

Определить постоянные a и b .

Решение. Линеаризуем указанную функцию логарифмированием

$$\lg W = \lg a + b \lg n$$

Обозначив $\lg W = Y$, $\lg a = A$, $b = B$ и $\lg n = X$, получим:

$$Y = A + BX$$

Постоянные a и b определим всеми тремя указанными выше методами. Рассчитанные величины приведены в табл. I-7.

Таблица I-7. Результаты расчетов производительности шаровой мельницы различными методами

| W | n | $\lg W = Y$ | $\lg n = X$ | XY | X^2 | $W_{гр}$ | $W_{ср}$ | $W_{кв}$ |
|-----|-----|--------------------------|--------------------------|------------------------------|-----------------------------|----------|----------|----------|
| 4,0 | 140 | 0,6021 | 2,1461 | 1,2922 | 4,6057 | 4,09 | 4,07 | 4,04 |
| 5,0 | 240 | 0,6990 | 2,3802 | 1,6637 | 5,6654 | 4,95 | 4,93 | 4,92 |
| 7,0 | 650 | 0,8451 | 2,8129 | 1,3772 | 7,9124 | 7,30 | 7,0 | 7,04 |
| | | $\sum Y_i =$ = 2,1462 | $\sum X_i =$ = 7,3392 | $\sum X_i Y_i =$ = 5,3331 | $\sum X_i^2 =$ = 18,1835 | | | |

Графический метод. При нанесении опытных данных на график в логарифмических координатах получаем

$$a = 0,668; \quad b = 0,336$$

Метод средних. Подставив данные табл. I-7 в линеаризованное уравнение, получим следующие уравнения:

$$0,6021 = A + 2,1461B$$

$$0,6990 = A + 2,3802B$$

$$0,8451 = A + 2,8129B$$

из которых составляем систему:

$$1,3011 = 2A + 4,5263B$$

$$0,8451 = A + 2,8129B$$

При решении данной системы уравнений находим значения постоянных:

$$A = -0,1524 = \bar{1},8476; a = 0,707 \text{ и } B = b = 0,3542$$

Метод наименьших квадратов. Подставив в уравнения (1.8) и (1.9)

$$\sum Y_i = nA + B \sum X_i$$

$$\sum X_i Y_i = A \sum X_i + B \sum X_i^2$$

данные табл. 1-7, получим систему уравнений:

$$2,1462 = 3A + 7,3392B$$

$$5,3331 = 7,3392A + 18,1835B$$

Решение этой системы дает следующие значения постоянных:

$$A = -0,1678 = \bar{1},8322; a = 0,6995; B = b = 0,361$$

В последних трех столбцах табл. 1-7 приведены значения производительности мельницы, вычисленные по эмпирическим уравнениям, полученным графическим методом ($W_{гр}$), методом средних ($W_{ср}$) и методом наименьших квадратов ($W_{кв}$). Как видно из таблицы, наиболее точные результаты получаются при использовании метода наименьших квадратов.

Построение номограмм

Процессы химической технологии часто являются весьма сложными, и случаи, когда анализируемые явления можно описать функцией одной переменной, встречаются редко. При описании тепловых или диффузионных процессов число этих переменных часто достигает восьми и более. Хотя теория подобия и теория размерностей позволяют (путем группировки переменных в безразмерные комплексы) сократить число параметров, получаемые критериальные уравнения все же содержат обычно больше двух переменных. Изображение таких функций при помощи графиков связано с рядом неудобств, так как при этом необходимо интерполировать значения одной из переменных. Поскольку соответствующие функции, как правило, не являются линейными, то ошибки при такой интерполяции могут быть значительны. Использование номограмм позволяет получить непрерывное изображение функции нескольких переменных, с помощью которого можно определить значение одной из переменных, если известны значения всех остальных. Ниже будут описаны только номограммы с прямолинейными функциональными шкалами, так как они чаще всего встречаются при расчетах процессов и аппаратов химической технологии.

Функциональная шкала. Основным элементом номограммы является функциональная шкала, на которую нанесены только

значения независимой переменной в некотором интервале. Деления, соответствующие значениям зависимой переменной, пропорциональные расстоянию от начала отсчета и имеющие известный масштаб, не наносятся как само собой разумеющиеся.

Пример 1.7. Построить функциональную шкалу для функции $y = \lg x$ в интервале $1 < x < 10$.

Решение. Сначала построим соответствующую двойную шкалу (рис. 1-11, а)*. Отложим отрезок OI длиной 100 мм. Давая независимой переменной x ряд значений в выбранном интервале, вычисляем значения зависимой переменной и наносим их слева от функциональной шкалы делениями, пропорциональными расстоянию от начала отсчета. Справа наносим соответствующие значения независимой переменной. Таким образом получаем двойную шкалу, масштаб которой $m = 100/(1 - 0)$, где 100 — длина шкалы в мм, а 1 и 0 — величины функции при значениях независимой переменной, соответствующих границам изображаемого интервала.

Оставив на шкале только значения независимой переменной, получим функциональную шкалу, изображенную на рис. 1-11, б.

Номограммы с параллельными функциональными шкалами. Такие номограммы строят для зависимостей вида $f_1(z) = f_2(x) + f_3(y)$ или для функций, которые можно привести к такому виду. Методика построения этих номограмм основана на их математических свойствах и заключается в следующем:

на расстоянии, приблизительно равном длине шкал (для обеспечения максимальной точности отсчета), строят обе функциональные шкалы $f_2(x)$ и $f_3(y)$, выбирая масштабы шкал в зависимости от интервала изменения переменных x и y ;

положение функциональной шкалы $f_1(z)$ определяют из условия равенства отношения расстояний до двух остальных шкал отношению масштабов m_x и m_y соответствующих шкал;

начала отсчета всех трех шкал берут так, чтобы они лежали на одной прямой;

масштаб m_z функциональной шкалы $f_1(z)$ определяют из соотношения

$$\frac{1}{m_z} = \frac{1}{m_x} + \frac{1}{m_y} \quad (1.33)$$

* Приводимые в книге номограммы (рис. 1-11 до рис. 1-16 включительно) носят иллюстративный характер: их масштабы не соответствуют цифровым данным в тексте примеров. (Прим. ред.)

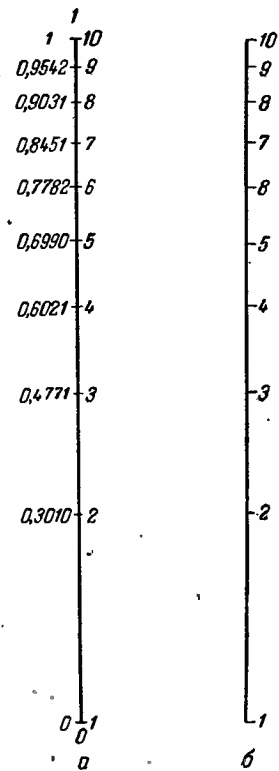


Рис. 1-11. Построение двойной (а) и функциональной (б) шкал.

Номограммы с параллельными функциональными шкалами можно построить и для суммы трех, четырех или пяти функций, причем метод их построения остается таким же.

Пример 1.8. Построить номограмму для определения полновы произведения двух чисел $z = xy/2$.

Решение. Приведем функцию к виду, соответствующему номограмме с параллельными функциональными шкалами:

$$\lg z = \lg x + \lg \frac{y}{2}$$

В такой записи, при которой каждый член является функцией только одной переменной, полновы произведения двух чисел можно определить при помощи

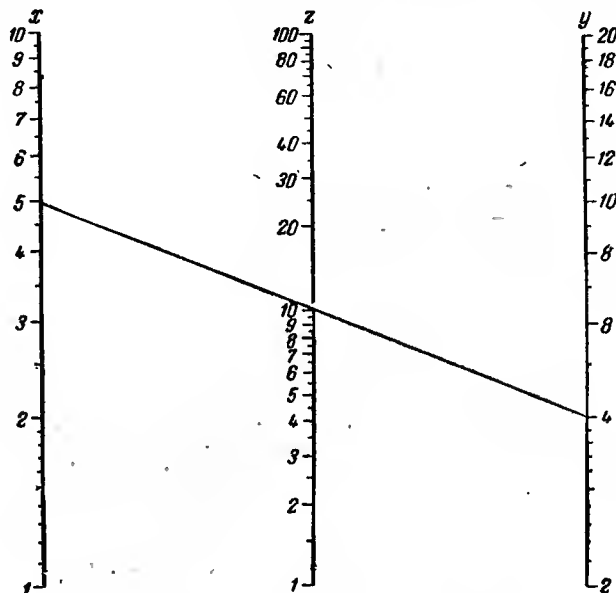


Рис. 1-12. Построение номограммы для примера 1.8.

номограммы с тремя параллельными функциональными шкалами, соответствующими функциям:

$$f_1(z) = \lg z; \quad f_2(x) = \lg x; \quad f_3(y) = \lg \frac{y}{2}$$

Определяем значения переменных, соответствующие началам всех рассматриваемых шкал:

$$f_1(z) = 0, \text{ т. е. } \lg z = 0 \text{ и, следовательно, } z = 1$$

$$f_2(x) = 0, \text{ т. е. } \lg x = 0 \quad \gg \quad x = 1$$

$$f_3(y) = 0, \text{ т. е. } \lg \frac{y}{2} = 0 \quad \gg \quad y = 2$$

Выбрав интервалы изменения переменных x и y : $1 < x < 10$, $2 < y < 20$, получим интервал изменения z : $1 < z < 100$.

Строим функциональные шкалы, соответствующие функциям $f_2(x)$ и $f_3(y)$ в выбранных интервалах, взяв длины шкал по 80 мм при расстоянии между ними, также равном 80 мм (рис. 1-12).

При определении масштаба шкал следует принимать во внимание, что обе функции являются логарифмическими и масштаб соответствует длине логарифмической единицы:

$$m_x = \frac{80}{\lg 10 - \lg 1} = \frac{80}{1 - 0} = 80 \text{ мм}; \quad m_y = \frac{80}{\lg \frac{20}{2} - \lg \frac{2}{2}} = \frac{80}{1 - 0} = 80 \text{ мм}$$

Масштаб шкалы $f_1(z)$ вычисляем по уравнению (1.33):

$$\frac{1}{m_z} = \frac{1}{m_x} + \frac{1}{m_y} = \frac{1}{80} + \frac{1}{80} = \frac{1}{40}; \quad m_z = 40 \text{ мм}$$

Так как масштабы шкал функций $f_2(x)$ и $f_3(y)$ равны, шкала функции $f_1(z)$ располагается между ними на равном расстоянии. Деления наносятся так, чтобы точки, соответствующие началу отсчета всех шкал, лежали на одной прямой (точки $z = 1$, $x = 1$, $y = 2$ лежат на одной горизонтальной). Деления наносим по логарифмической шкале, длина которой равна масштабу соответствующей шкалы. Построенная номограмма приведена на рис. 1-12.

Точка, соответствующая значению функции $f_1(z)$ для известных числовых значений x_1 и y_1 , лежит на пересечении шкалы $f_1(z)$ с прямой, соединяющей точки x_1 и y_1 .

Пример 1.9. Построить номограмму для перевода весовых процентов в молярные.

Решение. Рассмотрим однородную смесь, состоящую из двух компонентов A и B с молекулярными весами M_a и M_b . Если смесь содержит a весовых процентов компонента A , то соответствующая молярная доля, выраженная в процентах, определится из равенства

$$x = \frac{\frac{a}{M_a} \cdot 100}{\frac{a}{M_a} + \frac{100-a}{M_b}} \quad (1.34)$$

или после некоторых преобразований

$$\frac{1}{x} = \frac{\frac{a}{M_a} + \frac{100-a}{M_b}}{\frac{a}{M_a} \cdot 100} = \frac{1}{100} + \frac{100-a}{100a} \cdot \frac{M_a}{M_b} \quad (1.35)$$

откуда

$$\frac{M_a}{M_b} = \frac{100-x}{\frac{x}{100-a}} \quad (1.36)$$

Путем логарифмирования приводим уравнение (1.36) к виду, соответствующему сумме функций:

$$\lg M_a - \lg M_b = \lg \frac{100-x}{x} - \lg \frac{100-a}{a} \quad (1.37)$$

или

$$\lg \frac{100-x}{x} = \lg M_a - \lg M_b + \lg \frac{100-a}{a} \quad (1.38)$$

После приведения уравнения к такому виду можно построить номограмму (рис. I-13) с четырьмя параллельными функциональными шкалами, соответствующими функциям

$$f_1(x) = \lg \frac{100-x}{x}; \quad f_2(M_a) = \lg M_a; \quad f_3(M_b) = -\lg M_b; \quad f_4(a) = \lg \frac{100-a}{a}$$

Пользуясь этой номограммой, удобно переводить весовые проценты в молярные.

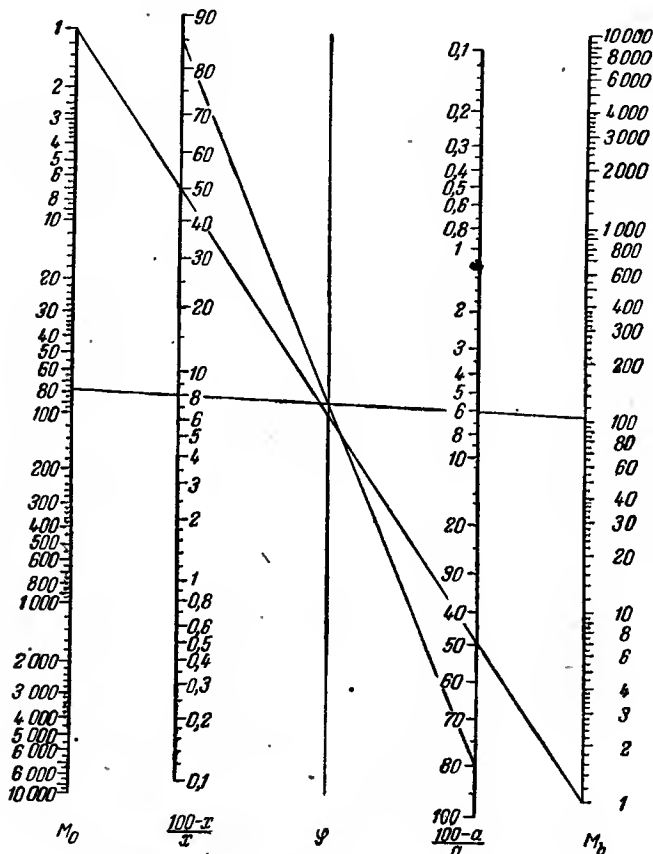


Рис. I-13. Построение номограммы для примера I.9.

Сначала строим номограмму для функции

$$\varphi = f_2(M_a) - f_3(M_b) = \lg M_a - \lg M_b \quad (I.39)$$

которая представляет собой номограмму с тремя параллельными шкалами. Так как функция $f_3(M_b)$ входит в уравнение (I.39) с отрицательным знаком, шкала этой функции направлена в обратную сторону по отношению к шкале функции $f_2(M_a)$. Определим начало отсчета рассматриваемых двух функций:

$$f_2(M_a) = 0, \text{ когда } M_a = 1$$

и соответственно

$$f_3(M_b) = 0, \text{ когда } M_b = 1$$

Молекулярные веса, представляющие наибольший интерес для практических расчетов, имеют величины порядка десятков и сотен. Однако примем интервал изменения молекулярных весов от 1 до 10^4 ; как будет видно из дальнейшего, это не требует увеличения размеров номограммы. Интервалы изменения и соответственно масштабы шкал обеих функций примем одинаковыми

$$m_{M_a} = m_{M_b} = \frac{148}{\lg 10^4 - \lg 1} = \frac{148}{4} = 37 \text{ мм}$$

(где 148 мм — длина соответствующих шкал). Пусть расстояние между шкалами составляет 100 мм. Шкала φ является вспомогательной, поэтому на нее деления не наносятся (см. рис. I-13); ее положение определяется тем, что отношения расстояний между шкалами и отношения масштабов пропорциональны. Так как масштабы шкал $f_2(M_a)$ и $f_3(M_b)$ равны, то вспомогательная шкала φ расположена посередине.

Затем на этом же рисунке строим номограмму для функции

$$\lg \frac{100-x}{x} = \varphi + \lg \frac{100-a}{a} \quad (I.40)$$

Если уравнение (I.40) представлено в таком виде, то необходимо продолжить построение номограммы справа от уже начерченных шкал. Для экономии места, а также для увеличения точности номограммы перепишем уравнение (I.40):

$$\varphi = \lg \frac{100-x}{x} - \lg \frac{100-a}{a} \quad (I.41)$$

Это эквивалентно построению функциональных шкал $f_1(x)$ и $f_4(a)$ по обе стороны от вспомогательной шкалы φ . Так как $f_1(x)$ и $f_4(a)$ имеют разные знаки, соответствующие шкалы направлены в противоположные стороны. Построение обеих функциональных шкал по обе стороны от вспомогательной шкалы φ облегчено в данном случае тем, что, сколь бы ни была велика разность молекулярных весов, обе переменные x и a изменяются приблизительно в одинаковом интервале. Так как на вспомогательную шкалу цифры не нанесены, значения масштабов шкал функций $f_1(x)$ и $f_4(a)$ принимаем с учетом требуемой точности и имеющегося свободного места на рисунке. Вследствие совпадения интервалов изменения переменных a и x принимаем длины обеих шкал одинаковыми и равными 148 мм каждая. Масштабы шкал также одинаковы и равны (интервал изменения переменных составляет от 0,1 до 90):

$$m_x = m_a = \frac{148}{\lg \frac{100-0,1}{0,1} - \lg \frac{100-90}{90}} = \frac{148}{2,9997 - (-0,9543)} = 37,5 \text{ мм}$$

Как только масштабы определены, можно наносить деления на шкалы, исходя из условия, что точки, соответствующие началу отсчета всех шкал, должны лежать на одной прямой. Для этого определяем значения всех четырех переменных, соответствующие началу отсчета:

$$f_1(x) = \lg \frac{100-x}{x}; \quad x = 50$$

$$f_2(M_a) = \lg M_a = 0; \quad M_a = 1$$

$$f_3(M_b) = \lg M_b = 0; \quad M_b = 1$$

$$f_4(a) = \lg \frac{100-a}{a} = 0; \quad a = 50$$

Принимаем расстояния между шкалами функций $f_1(x)$ и $f_4(a)$ и шкалой Φ равными 29 мм каждое и наносим деления, учитывая значения переменных, соответствующие началу шкал.

Пользоваться номограммой можно следующим образом. Предположим, что нужно определить мольную долю бензола в смеси бензол — толуол, содержащей 80 вес. % бензола ($M_a = 78$, $M_b = 102$ и $a = 80\%$). Соединяем точки, соответствующие значениям M_a и M_b , прямой линией. Точку пересечения этой прямой со вспомогательной шкалой Φ соединяем с точкой, соответствующей значению $a = 80$ на шкале $(100-a)/a$. Пересечение этой прямой со шкалой $(100-x)/x$ дает искомое значение x , равное в данном случае 83,8.

Номограммы с наклонными шкалами. Номограмма с наклонными шкалами приведена на рис. 1-14. С помощью таких номо-

После логарифмирования исходное уравнение принимает вид

$$\lg z = y \lg x \quad (I. 44)$$

где $f_1(z) = \lg(z)$; $f_2(x) = \lg(x)$; $f_3(y) = y$.

Принимаем следующие интервалы изменения переменных

$$1 < x < 10^2; \quad 1 < z < 10^2$$

что соответствует изменению переменной y в пределах

$$0 < y < \infty$$

Функциональные шкалы $f_1(z)$ и $f_2(x)$ длиной 79 мм каждая строим на расстоянии 69 мм друг от друга. Учитывая пределы изменения переменных, вычисляем масштабы обеих шкал

$$m_z = m_x = \frac{79}{\lg 10^2 - \lg 1} = \frac{79}{2} = 39,5 \text{ мм}$$

и наносим на них соответствующие деления. Соединяем точки, отвечающие началу обеих шкал $f_1(z)$ и $f_2(x)$, и получаем шкалу y длиной $l = 105$ мм.

Для нанесения делений на шкалу функции $f_3(y)$ подставляем в уравнение (1.43) различные значения y и вычисляем соответствующую длину отрезка l_y , против которой наносим на шкалу данное значение переменной y :

$$\text{при } y = 0 \quad l_0 = \frac{105}{\frac{39,5}{39,5} \cdot 0 + 1} = \frac{105}{1} = 105 \text{ мм}$$

что соответствует началу шкалы функции $f_1(z)$;

$$\text{при } y = 0,1 \quad l_{0,1} = \frac{105}{1 \cdot 0,1 + 1} = \frac{105}{1,1} = 95,5 \text{ мм}$$

$$\text{при } y = 0,2 \quad l_{0,2} = \frac{105}{1 \cdot 0,2 + 1} = \frac{105}{1,2} = 87,5 \text{ мм и т. д.}$$

При $y = \infty \quad l_\infty = 0$, что соответствует началу шкалы функции $f_2(x)$.

Проверим номограмму, построенную на рис. 1-15, для значений $x = 4,5$ и $y = 0,6$. По номограмме находим величину $z = 2,45$, а при вычислении с помощью логарифмической линейки получаем

$$\lg z = 0,6 \lg 4,5 = 0,6 \cdot 0,6532 = 0,3919 = 2,47$$

Пример 1.11. Построить номограмму для определения понижения температуры кипения при понижении давления согласно уравнению Клаузиуса — Клапейрона.

Решение. Уравнение Клаузиуса — Клапейрона в конечных разностях имеет вид:

$$\frac{\Delta p}{\Delta T} = \frac{rp}{RT^2} \quad (I. 45)$$

где Δp — изменение давления, мм рт. ст.; ΔT — изменение температуры кипения, град; r — теплота парообразования при нормальных условиях, кал/моль; p — давление, при котором происходит кипение, мм рт. ст.; T — температура кипения, °К; $R = 1,986$ — универсальная газовая постоянная, кал/(моль · град).

Считая допустимым применение правила Трутона, т. е. принимая постоянным отношение теплоты парообразования в кал/моль и абсолютной температуры кипения, получим

$$\Delta T = \frac{RT}{C'p} \Delta p = CT \Delta p \quad (I. 46)$$

где C' — постоянная Трутона, равная r/T ; $C = R/C'p$.

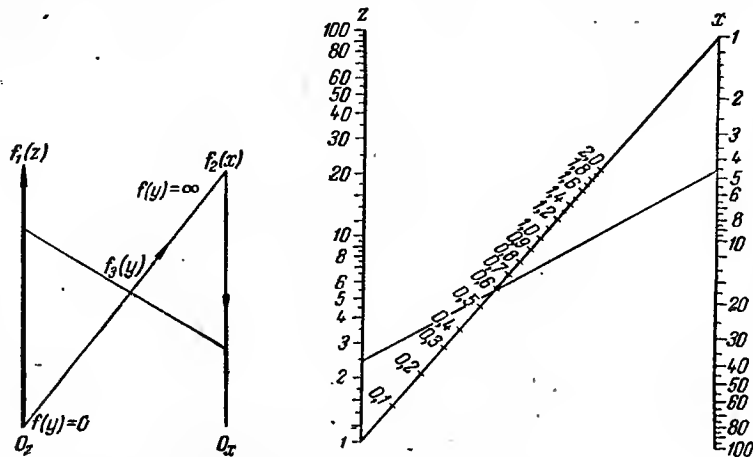


Рис. 1-14. Номограмма с наклонной шкалой (общий вид).

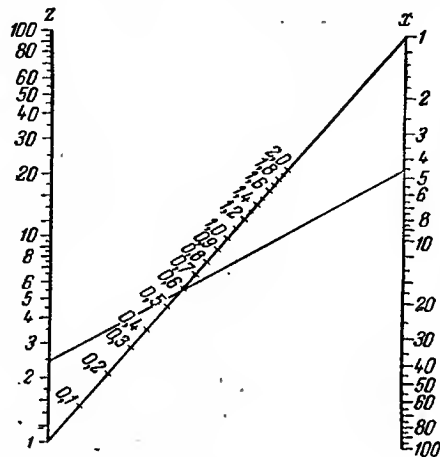


Рис. 1-15. Номограмма с наклонной шкалой для функции $z = x^y$.

грамм можно изображать соотношения вида

$$f_1(z) = f_2(x) \cdot f_3(y) \quad (I. 42)$$

где $f_1(z)$, $f_2(x)$, $f_3(y)$ — функции одной переменной.

Шкала y соединяет начало 0_x и 0_z двух других функциональных шкал, и деления на нее наносятся в соответствии с соотношением

$$l_y = \frac{l}{\alpha f_3(y) + 1} \quad (I. 43)$$

где l — общая длина шкалы y ; l_y — длина отрезка шкалы y , соответствующая данному значению функции $f_3(y)$; $\alpha = m_z/m_x$ — отношение масштабов двух других шкал.

Пример 1.10. Построить номограмму для уравнения $z = x^y$.

Решение. Номограмма такого типа показана на рис. 1-15.

Уравнение (I. 46) удобнее представить в виде:

$$\frac{\Delta t}{C} = (273 + t) (760 - p) \quad (\text{I. 47})$$

где t — температура кипения, °C.

При выбранных единицах измерения $C = 1,24 \cdot 10^{-4}$ (мм рт. ст.)⁻¹ для неассоциированных жидкостей [$C' = 21 \text{ кал}/(\text{моль} \cdot \text{град})$] и $C = 1,04 \cdot 10^{-4}$ (мм рт. ст.)⁻¹ для ассоциированных жидкостей [$C' = 25 \text{ кал}/(\text{моль} \cdot \text{град})$].

Номограмма показана на рис. I-16. Для t принят интервал 40—240°C, а длина шкалы составляет 100 мм, поэтому масштаб шкалы $m_t = 0,5$.

Деления на шкалу Δt нанесены как для нормальных, так и для ассоциированных жидкостей. Так как длина этой шкалы равна 96,6 мм, то ее масштаб

$$m_{\Delta t} = \frac{96,6}{12} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ мм}$$

Общая длина шкалы температур $l_t = (273 + 240) \cdot 0,5 = 256,5 \text{ мм}$, а расстояние между шкалами составляет 80 мм. Следовательно, длина шкалы давлений

$$l_p = \sqrt{(256,5)^2 + 80^2} = 268,5 \text{ мм}$$

Учитывая, что соединение точек, соответствующих началам шкал t и Δt , шкалой p в данном случае не представляется возможным, проводим шкалу p по тангенсу угла ее наклона. После проведения требуемого отрезка шкалы p наносим на него деления согласно уравнению (I. 43):

Рис. I-16. Номограмма для определения понижения температуры кипения.

При $p = 750 \text{ мм рт. ст.}$

$$l_{750} = \frac{268,5}{\frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,5} (760 - 750) + 1} = 262,5 \text{ мм}$$

При $p = 740 \text{ мм рт. ст.}$

$$l_{740} = \frac{268,5}{\frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,5} (760 - 740) + 1} = 258 \text{ мм}$$

и т. д.

Точность полученной номограммы определяется применимостью правила Трутона. Для повышения точности номограммы следует нанести деления на одну из ее шкал с учетом экспериментальных данных.

ПРИБЛИЖЕННЫЕ РЕШЕНИЯ

В ряде задач химической технологии возникает необходимость решения уравнений, систем уравнений или неравенств. Нередко строгое их решение представляет большие трудности, а иногда является невозможным. В таких случаях можно воспользоваться

методами приближенного решения и получить результаты с точностью, соответствующей поставленным требованиям. Ниже приведены наиболее простые методы приближенных вычислений.

Решение уравнений

Графическое решение уравнений. Пусть дано уравнение $f(x) = 0$. Для его решения строят график функции $f(x)$ и находят точки пересечения полученной кривой с осью Ox . Каждая такая точка соответствует одному из корней заданного уравнения.

В некоторых случаях может оказаться более удобным преобразовать уравнение $f(x) = 0$.

Если уравнение может быть приведено к виду $f_1(x) = C$, где C — постоянная, строят график функции $f_1(x)$ и находят точки его пересечения с прямой $y = C$.

Когда же уравнение может быть представлено в виде $f'(x) = f''(x)$, строят графики обеих функций; корнем уравнения является абсцисса точки их пересечения.

Пример I. 12. Определить графическим методом потери тепла на единицу длины трубы Q_n/l из уравнения

$$Q_n/l = 1,87 \left[5,53^4 - \left(\frac{t+273}{100} \right)^4 \right] + 2,1 (280 - t)^{1,29} = 2,68 \left[\left(\frac{t+273}{100} \right)^4 - 2,98^4 \right] + 1,49 (t - 25)^{1,25} \text{ вт/м}$$

где t — неизвестная температура.

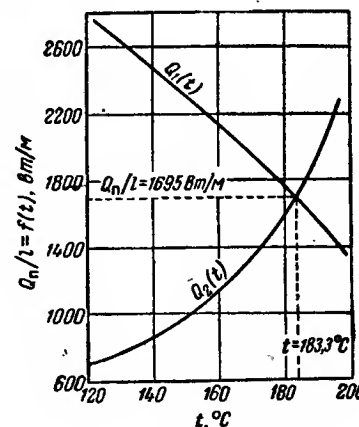


Рис. I-17. Графическое определение потерь тепла (к примеру I. 12).

Решение. Строим (рис. I-17) графики функций $Q_1(t)$ и $Q_2(t)$

$$Q_1(t) = 1,87 \left[5,53^4 - \left(\frac{t+273}{100} \right)^4 \right] + 2,1 (280 - t)^{1,29}$$

$$Q_2(t) = 2,68 \left[\left(\frac{t+273}{100} \right)^4 - 2,98^4 \right] + 1,49 (t - 25)^{1,25}$$

в зависимости от неизвестной температуры. По точке пересечения кривых определяем величину потери тепла $Q_n/l = 1695 \text{ вт/м}$ и значение температуры $t = 183,3^\circ \text{C}$.

Решение уравнений методом итераций (последовательных приближений). Преобразуют подлежащее решению уравнение $f(x) = 0$ к виду $x = \varphi(x)$. Принимая в нулевом приближении $x = x_0$ (где x_0 — произвольное значение неизвестного), находят последовательно более точные приближения: $x_1 = \varphi(x_0)$; $x_2 = \varphi(x_1)$ и т. д. При условии, что в интервале между первым приближением и корнем уравнения производная функции $\varphi(x)$ меньше единицы, можно найти решение уравнения с любой степенью точности. Для выполнения этого условия иногда необходимо преобразовать исходное уравнение, например заменить его обратной функцией. Рекомендуется также получить предварительную оценку корней (графическим методом или методом проб и ошибок).

Пример 1.13. При помощи метода последовательных приближений найти корень уравнения.

$$f(x) = \frac{1}{3x} + \ln x = 0$$

Решение. Преобразуем уравнение к виду

$$x = -\frac{1}{3 \ln x} = \varphi(x)$$

Определяем методом подбора приближенное значение корня. Принимаем $x' = 0,3$, тогда

$$\varphi(x') = -\frac{1}{3 \ln 0,3} = -\frac{1}{3 (\ln 3 - \ln 10)} = -\frac{1}{3 (1,099 - 2,303)} = 0,276$$

Так как $\varphi(x') < x'$, то $x < x' = 0,3$. Принимаем $x'' = 0,2$, тогда

$$\varphi(x'') = -\frac{1}{3 \ln 0,2} = -\frac{1}{3 (0,693 - 2,303)} = 0,207 > x''$$

Следовательно, $x > 0,2$.

Так как $0,2 < x < 0,3$, в нулевом приближении принимаем $x_0 = 0,25$. При $x = x_0 = 0,25$ производная функции $\varphi(x)$

$$\varphi'(x) = \frac{1}{3 (\ln x)^2 x}$$

меньше единицы:

$$\varphi'(x_0) = \frac{1}{3 (\ln 0,25)^2 0,25} = 0,687 < 1$$

Эта производная меньше единицы во всем интервале $0,2 < x < 0,3$; поэтому уравнение $f(x) = 0$ может быть решено методом последовательных приближений. Начиная с нулевого приближения, получаем последовательно

$$x_1 = \varphi(x_0) = -\frac{1}{3 \ln 0,25} = -\frac{1}{3 (0,916 - 2,303)} = 0,240$$

$$x_2 = \varphi(x_1) = -\frac{1}{3 \ln 0,240} = 0,234$$

$$x_3 = \varphi(x_2) = -\frac{1}{3 \ln 0,234} = 0,229$$

$$x_4 = \varphi(x_3) = -\frac{1}{3 \ln 0,229} = 0,226$$

$$x_5 = 0,224$$

$$x_6 = 0,223$$

$$x_7 = 0,222$$

$$x_8 = 0,221$$

$$x_9 = 0,221$$

Следовательно, корнем уравнения $f(x) = 0$ является $x = 0,221$.

Решение систем уравнений

Когда строгое решение систем уравнений невозможно или затруднительно, рекомендуется пользоваться методом итераций.

С этой целью систему из n уравнений делят на две подсистемы, содержащие p и q уравнений ($p + q = n$). В общем случае эти подсистемы являются неопределенными, так как число неизвестных больше числа уравнений.

Выбирают одну из подсистем, например подсистему, содержащую p уравнений и (в общем случае) n неизвестных. Принимают в нулевом приближении произвольные значения для $n - p = q$ неизвестных, так что система становится определенной.

Решая подсистему из p уравнений с p неизвестными, получают в первом приближении значения всех p неизвестных. Полученные значения подставляют во вторую подсистему из q уравнений, которая, таким образом, становится определенной, и находят в первом приближении значения всех q неизвестных этой подсистемы. Операцию повторяют, начиная на этот раз с полученных в первом приближении q значений неизвестных и т. д. Система считается решенной, когда последовательные значения, полученные для всех неизвестных, достаточно близки, чтобы их можно было принять равными.

Если подсистемы также нельзя решить достаточно строго, то их, в свою очередь, решают с помощью последовательных приближений, используя ту же методику.

Пример 1.14. Найти корни системы уравнений

$$x \lg x + z^2 = -0,05 \quad (1)$$

$$8x^2z + 0,1y = 0,15 \quad (2)$$

$$x + y + z = 1 \quad (3)$$

где x, y, z — мольные доли.

Решение. Делим систему на две подсистемы: в первую входит уравнение (1), а во вторую — уравнения (2) и (3).

Уравнение (1) становится определенным, если принять для одного из неизвестных какое-нибудь значение. В нулевом приближении принимаем $x_0 = 0,4$ (принято произвольно, но в пределах между 0 и 1, так как неизвестные представляют собой мольные доли).

Из уравнения (1) получаем в первом приближении

$$z_1 = \sqrt{-0,05 - x_0 \lg x_0} = \sqrt{-0,05 - 0,4 \lg 0,4} = 0,33$$

Подставив значение $z_1 = 0,33$ в подсистему, содержащую уравнения (2) и (3), получим:

$$8x_1^2 \cdot 0,33 + 0,1y_1 = 0,15$$

$$x_1 + y_1 + 0,33 = 1$$

Решая эту подсистему в первом приближении, находим $x_1 = 0,197$ и $y_1 = 0,473$.

В связи с тем что значение $x_1 = 0,197$, полученное в первом приближении, отличается от принятой произвольно величины $x_0 = 0,4$, повторяем вычисления, принимая на этот раз в качестве исходной величину, полученную при расчете.

При этом

$$z_2 = \sqrt{-0,05 - x_1 \lg x_1} = \sqrt{-0,05 - 0,197 \lg 0,197} = 0,298 \text{ и т. д.}$$

В приближении различного порядка получаем следующие значения корней:

| Порядок приближения | x | y | z |
|------------------------|-------|-------|-------|
| 0 | 0,4 | — | — |
| 1 | 0,197 | 0,473 | 0,33 |
| 2 | 0,205 | 0,497 | 0,298 |
| 3 | 0,204 | 0,495 | 0,301 |
| 4 | 0,204 | 0,495 | 0,301 |

Корни системы уравнений имеют, таким образом, следующие значения: $x = 0,204$; $y = 0,495$ и $z = 0,301$.

Вычисление определенных интегралов

Графический метод. Для вычисления определенного интеграла

$$I = \int_{x_0}^{x_n} F(x) dx$$

необходимо построить график функции $F(x)$ и определить площадь S , ограниченную кривой $F(x)$, осью Ox и прямыми $x = x_0$ и $x = x_n$. Численное значение интеграла I получают, умножив величину площади S на ее масштабный коэффициент.

Метод Симпсона*. Делят интервал интегрирования на n равных отрезков (иногда достаточно одного отрезка) и аппроксимируют кривую $F(x)$ дугами парабол. Для вычисления интеграла используют формулу

$$I = \int_{x_0}^{x_n} F(x) dx = \frac{x_n - x_0}{6n} \{ F(x_0) + F(x_n) + 2[F(x_1) + F(x_2) + \dots + F(x_{n-1})] + 4[F(x_{1/2}) + F(x_{3/2}) + \dots + F(x_{n-1/2})] \}$$

где x_1, x_2, \dots, x_{n-1} — абсциссы точек разбивки интервала интегрирования; $x_{1/2}, x_{3/2}, \dots, x_{n-1/2}$ — абсциссы середины отрезков, на которые разбит интервал

* Для приближенного вычисления определенных интегралов наряду с методом Симпсона широко применяют метод трапеций. См. Батуер Л. М., Позин М. Е., Математические методы в химической технике, Изд. «Химия», 1968. (Прим. ред.)

интегрирования; $F(x_0), \dots, F(x_{n-1/2})$ — значения функции $F(x)$ в точках $x = x_0, \dots, x = x_{n-1/2}$.

Пример 1.15. Вычислить определенный интеграл

$$I = \int_0^1 \frac{dx}{1+x^2}$$

и сравнить найденные приближенные значения с величиной, полученной аналитически:

$$I = \operatorname{arctg} x \Big|_0^1 = \frac{\pi}{4} = 0,785398$$

Решение. Строим график функции $F(x) = 1/(1+x^2)$ (рис. 1-18). Площадь, ограниченная кривой, $S = 19,61 \text{ см}^2$.

Так как 1 см^2 на графике соответствует $0,2 \cdot 0,2 = 4 \cdot 10^{-2}$, интеграл равен

$$I = 19,63 \cdot 4 \cdot 10^{-2} = 0,7852$$

Вычислим этот же интеграл по формуле Симпсона. Разделим интервал интегрирования на два ($n=2$) отрезка. Следовательно, $x_0 = 0$; $x_1 = 0,5$; $x_2 = 1$; $x_{1/2} = 0,25$ и $x_{3/2} = 0,75$.

Вычислив значения функции $F(x) = 1/(1+x^2)$ при указанных значениях x , получим:

$$F(x_0) = \frac{1}{1+0} = 1; F(x_1) = \frac{1}{1+0,5^2} = 0,8;$$

$$F(x_2) = \frac{1}{1+1} = 0,5; F(x_{1/2}) = 0,94118 \text{ и } F(x_{3/2}) = 0,64$$

Подставив эти величины в уравнение (1.48), найдем:

$$I = \frac{1-0}{6 \cdot 2} [1 + 0,5 + 2 \cdot 0,8 + 4(0,94118 + 0,64)] = 0,78539 \dots$$

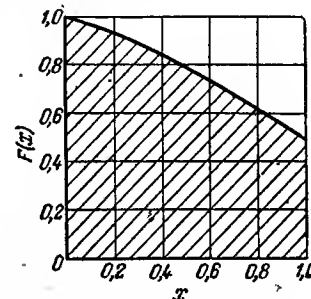


Рис. 1-18. Графическое интегрирование (к примеру 1.15).

Как видно из сравнения полученных величин, при графическом интегрировании только три первые значащие цифры получаются точными, в то время как по формуле Симпсона, даже если разделить интервал интегрирования лишь на два отрезка, точными оказываются пять первых значащих цифр.

ЛИТЕРАТУРА

- Батуер Л. М., Позин М. Е., Математические методы в химической технике, 5-е изд., Изд. «Химия», 1968.
Семидинов К. А., Эмпирические формулы, Гостехиздат, 1933.
Безикович Я., Приближенные вычисления, Гостехиздат, 1949.
Яковлев К. И., Математическая обработка результатов измерений, Гостехиздат, 1953.
Пентковский М. В., Считающие чертежи (номограммы), ГИТТЛ, 1953.
Caldner A. B., Caldner D. A., Nomograms for chemists, The Royal Institute of chemistry, London, 1962.
Jenson V. G., Jeffrays G. V., Mathematical Methods in Chemical Engineering, London — N. Y., 1962.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Составление материальных балансов основано на использовании закона сохранения массы:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Количество} \\ \text{поступивших} \\ \text{веществ} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Количество} \\ \text{имевшихся} \\ \text{веществ} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Количество} \\ \text{веществ,} \\ \text{покинувших} \\ \text{аппарат} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Количество} \\ \text{оставшихся} \\ \text{веществ} \end{array} \right] \quad (\text{II. 1})$$

Здесь количество вещества выражено в единицах массы. В тех случаях, когда удобнее выразить количество вещества в молях, необходимо учитывать возможное изменение числа молей в результате химических реакций. Равенство (II. 1), как правило, неприменимо при выражении количества вещества в единицах объема. Исключение составляют изотермические процессы, протекающие с участием веществ, которые можно считать идеальными газами; при этом следует учитывать изменение объема, происходящее в результате химических реакций.

Материальный баланс может быть общим (суммарным), если он относится ко всей установке или в него включены все вещества, участвующие в процессе, или частным, если он составлен только по отношению к одному компоненту, к части установки, или к определенной фазе. Частные материальные балансы, охватывающие часть установки, могут быть отнесены как ко всем компонентам реакции, так и к одному из них.

Сумма частных материальных балансов всегда равна общему материальному балансу.

Когда в системе протекают химические реакции, при составлении частных материальных балансов следует всегда иметь в виду возможные изменения количества соответствующего компонента.

СОСТАВЛЕНИЕ МАТЕРИАЛЬНЫХ БАЛАНСОВ

Периодические процессы. При проведении периодических процессов вещества поступают на переработку и удаляются из установки в определенные периоды времени. В этом случае уравнение (II. 1), написанное для всех веществ и компонентов, принимает вид:

$$\sum_{j'=1}^{j'=n'} Q_{j'} = \sum_{j''=1}^{j''=n''} Q_{j''} \quad (\text{II. 2})$$

Материальный баланс по i -му компоненту запишется следующим образом:

$$\sum_{j'=1}^{j'=n'} c_{i,j'} Q_{j'} = \sum_{j''=1}^{j''=n''} c_{i,j''} Q_{j''} - Q_i \quad (\text{II. 3})$$

где $Q_{j'}$ — количество введенного j' -го вещества, кг; $Q_{j''}$ — количество удаленного j'' -го вещества, кг; n' — число введенных веществ; n'' — число удаленных веществ; $c_{i,j'}$ — концентрация i -го компонента в j' -ом веществе, кг/кг; $c_{i,j''}$ — концентрация i -го компонента в j'' -ом веществе, кг/кг; Q_i — количество i -го компонента, израсходованного в ходе реакции, кг.

Непрерывные процессы. В непрерывных процессах все вещества постоянно поступают на переработку, а все готовые продукты постоянно удаляются из установки.

Общим случаем, включающим как периодические, так и непрерывные процессы, является непрерывно-периодический процесс, когда имеется по крайней мере один вид вещества, вводимого или удаляемого непрерывно, и один — периодически. Согласно соотношению (II. 1), для бесконечно малого промежутка времени dt можно записать:

$$A = \frac{d}{dt} \sum_{j=1}^n Q_j = \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} - \sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} \quad (\text{II. 4})$$

$$A_i = \frac{d}{dt} \sum_{j=1}^n c_{i,j} Q_j = \sum_{j'=1}^{j'=n'} c_{i,j'} G_{j'} - \sum_{j''=1}^{j''=n''} c_{i,j''} G_{j''} - \Gamma_i \quad (\text{II. 5})$$

где A — накопление вещества в системе, представляющее собой изменение его количества во времени, т. е. разность между количествами вещества, оставшегося к моменту $t + dt$, и имевшегося в момент t , кг/сек; A_i — накопление i -го компонента в системе, кг/сек; Q_j — количество j -го вещества в системе, кг; $G_{j'}$ — расход вводимого j' -го вещества, кг/сек; $G_{j''}$ — расход удаляемого j'' -го вещества, кг/сек; n — число веществ, присутствующих в системе; n' — число вводимых веществ; n'' — число удаляемых веществ; $c_{i,j}$, $c_{i,j'}$, $c_{i,j''}$ — концентрации i -го компонента в j , j' , j'' -ом вводимом, присутствующем или удаляемом веществе, кг/кг; Γ_i — количество i -го компонента, израсходованного в единицу времени в результате реакции, кг/сек.

Если некоторые компоненты поступают в систему не только конвективным путем (расходы компонентов G_j), а, например, вследствие диффузии, то уравнение материального баланса должно содержать соответствующие члены, учитывающие эти потоки компонентов.

Для получения соответствующих соотношений между концентрациями, расходами и временем интегрируют систему уравнений (II. 4) и (II. 5) с учетом конкретных условий протекания процесса.

В случае непрерывных процессов, протекающих в стационарных условиях, накопления равны нулю и уравнения материального баланса становятся аналогичными соотношениям (II. 2) и (II. 3) при замене в последних количества веществ Q_i соответствующими расходами G_i .

ФЛЮКТУАЦИИ И ИХ ГАШЕНИЕ

При проведении непрерывных процессов стабилизация значений параметров (концентраций, температур и т. д.) на входе в установку иногда связана со значительными трудностями. Параметр

X на входе в установку определяется соотношением

$$X = \bar{X} + x$$

где \bar{X} — усредненное по времени значение параметра (концентрации, температуры); x — флюктуация величины X .

Флюктуация x является периодической функцией времени, так что истинные значения параметра X колеблются вокруг его среднего значения \bar{X} . Усредненное по времени значение флюктуации равно нулю ($x = 0$).

Наличие флюктуаций на входе придает процессу нестационарный характер. Если амплитуда флюктуаций велика (по сравнению с \bar{X}), то существует опасность появления значительных возмущений в ходе процесса. В этих условиях необходимо принять меры к гашению (уменьшению амплитуды) флюктуаций.

Для гашения флюктуаций используются буферные сосуды с мешалками. Обычно устанавливают один или несколько сосудов, соединенных последовательно или параллельно, причем параллельно соединенные буферные сосуды эквивалентны одному большому сосуду, емкость которого равна сумме параллельно соединенных емкостей. Выбор числа параллельно соединенных сосудов определяется в основном возможностью обеспечения эффективного перемешивания. Применение одного буферного сосуда (или нескольких параллельных) рекомендуется, когда амплитуда и период флюктуаций велики. Последовательное соединение небольших буферных сосудов рекомендуется для гашения флюктуаций с малым периодом*.

Полученное на основании уравнения (II.5) соотношение между значением X' параметра на выходе из буферного сосуда с перемешиванием (которое предполагается идеальным) и значением X параметра на входе имеет вид:

$$Q \frac{dX'}{d\tau} = G(X - X') \quad (\text{II. 6})$$

где Q — емкость буферного сосуда (количество вещества, содержащееся в нем), кг; G — расход вещества, кг/сек; τ — время, сек.

Уравнение (II.6) позволяет вычислить значение X' параметра на выходе из буферного сосуда в зависимости от его значения на входе. В общем случае, когда флюктуации не подчиняются какому-нибудь определенному закону, решение можно получить путем последовательных приближений с помощью метода конечных разностей.

В некоторых случаях можно допустить, что флюктуации представляют собой гармонические колебания, описываемые уравнением

$$x = A \sin 2\pi f \tau \quad (\text{II. 7})$$

* Выбор схемы соединения приводится в примере II.6.

где A — амплитуда (максимальное абсолютное значение) флюктуаций; $f = 1/\tau_0$ — частота флюктуаций, принимаемых за гармонические, сек⁻¹; τ_0 — период флюктуаций, сек.

При этом значение параметра X' на выходе при одном буферном сосуде описывается выражением:

$$X' = \bar{X} + A_1 \sin (2\pi f \tau - \varphi) \quad (\text{II. 8})$$

В уравнении (II.8) амплитуда флюктуации после гашения A_1 определяется выражением

$$A_1 = \frac{A}{\sqrt{1 + \left(\frac{2\pi f Q}{G}\right)^2}} \quad (\text{II. 9})$$

а сдвиг фаз φ — выражением

$$\operatorname{tg} \varphi = \frac{2\pi f Q}{G} \quad (\text{II. 10})$$

При двух буферных сосудах одинакового объема, соединенных последовательно, конечная амплитуда флюктуаций составляет

$$A_2 = \frac{A}{1 + \left(\frac{2\pi f Q}{G}\right)^2} \quad (\text{II. 11})$$

причем Q — емкость одного из сосудов.

Для обеспечения надежного гашения флюктуаций рекомендуется при расчетах подставлять в формулы (II.9) и (II.11) максимальное значение амплитуды и минимальное значение частоты.

ПРИМЕРЫ

Пример II.11. Вычислить количества отработанной кислоты, 20%-ного олеума и 92%-ной азотной кислоты, необходимые для получения 2000 кг нитрующей смеси состава: H_2SO_4 — 60%, HNO_3 — 32%, H_2O — 8%; состав отработанной кислоты: H_2SO_4 — 55%, HNO_3 — 22%, H_2O — 23%.

Решение. Составим общий материальный баланс и частные материальные балансы по азотной кислоте и серному ангидриду (так как олеум содержит серный ангидрид, растворенный в серной кислоте). Согласно уравнениям (II.2) и (II.3)

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q$$

$$c'_1 Q_1 + c'_3 Q_3 = c' Q$$

$$c''_1 Q_1 + c''_2 Q_2 = c'' Q$$

где Q_1 , Q_2 , Q_3 и Q — количество отработанной кислоты, олеума, азотной кислоты и нитрующей смеси соответственно, а c'_1 , c'_3 , c' и c''_1 , c''_2 , c'' — концентрации азотной кислоты и серного ангидрида соответственно.

Концентрации серного ангидрида в азотной кислоте (c''_3) и азотной кислоты в олеуме (c'_2) равны нулю.

Вычисляем концентрации серного ангидрида (в вес. долях):

для отработанной кислоты

$$c_1'' = 0,55 \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} = 0,55 \frac{80}{98} = 0,449$$

для олеума
(олеум содержит 20% SO_3 и 80% H_2SO_4)

$$c_2'' = 0,2 + 0,8 \frac{80}{98} = 0,853$$

для нитрующей смеси

$$c'' = 0,6 \frac{80}{98} = 0,489$$

Подставив числовые значения известных величин, получим:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2000$$

$$0,22Q_1 + 0,92Q_3 = 0,32 \cdot 2000$$

$$0,449Q_1 + 0,853Q_2 = 0,489 \cdot 2000$$

откуда

$$Q_1 = 664 \text{ кг отработанной кислоты}$$

$$Q_2 = 798 \text{ кг олеума}$$

$$Q_3 = 538 \text{ кг азотной кислоты}$$

Пример II.2. В кристаллизаторе охлаждают раствор CuSO_4 ($G = 1,8 \text{ кг/сек}$) от 100 до 20°C . Нужно определить количество получаемых влажных кристаллов и расход рециркулируемого маточного раствора. Кристаллы содержат 8% влаги (маточного раствора); концентрация исходного раствора $c = 43\%$ CuSO_4 ; концентрация маточного раствора $c_1 = 17\%$ CuSO_4 . При кристаллизации получается $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ с молекулярным весом $M = 249$.

Решение. Составляем общий материальный баланс и материальный баланс по CuSO_4 :

$$G = G_1 + G_2$$

$$cG = c_1G_1 + c_2G_2$$

где G_1 и G_2 — расход маточного раствора и влажных кристаллов соответственно; c_2 — концентрация CuSO_4 во влажных кристаллах.

Вычисляем концентрацию c_2 :

$$c_2 = (1 - 0,08) \frac{249 - 5 \cdot 18}{249} + 0,08 \cdot 0,17 = 0,602$$

(кристаллы содержат $100 - 8 = 92\%$ $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ и 8% раствора 17%-ной концентрации CuSO_4).

Подставив известные величины в уравнение материального баланса, получим систему уравнений:

$$1,8 = G_1 + G_2$$

$$0,43 \cdot 1,8 = 0,17G_1 + 0,602G_2$$

Отсюда расход маточного раствора

$$G_1 = \frac{1,8(0,602 - 0,43)}{0,602 - 0,17} = 0,717 \text{ кг/сек}$$

а расход влажных кристаллов

$$G_2 = 1,8 - 0,717 = 1,083 \text{ кг/сек}$$

Пример II.3. На установке непрерывного действия (рис. II-1), состоящей из выпарного аппарата, кристаллизатора и сушилки, подвергают переработке раствор $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ($G = 2,5 \text{ кг/сек}$) концентрацией $c = 10\%$ для получения кристаллического бихромата калия.

В выпарном аппарате раствор упаривается до $c_1 = 50\%$. Вследствие охлаждения раствора в кристаллизаторе до 25°C концентрация маточного раствора снижается до $c_2 = 13\%$. Кристаллы после выхода из кристаллизатора содержат $u = 30\%$ маточного раствора.

Определить количество K получаемых сухих кристаллов; количество V выпаренной воды; количество U воды, удаляемой в сушилке; количества G_1 и G_2 концентрированного раствора и рециркулируемого маточного раствора; количество G' и концентрацию c' исходного раствора, поступающего в выпарной аппарат; количество K' влажных кристаллов, поступающих в сушилку.

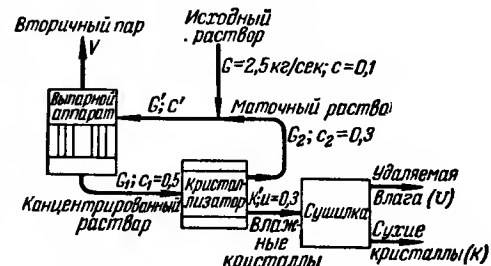


Рис. II-1. К материальному балансу установки для получения бихромата калия.

Решение. Составим материальный баланс всей установки, а также балансы по отдельным операциям.

Для установки в целом

$$G = V + K + U$$

$$cG = K$$

откуда

$$K = 0,1 \cdot 2,5 = 0,25 \text{ кг/сек}$$

и

$$V + U = 2,5 - 0,25 = 2,25 \text{ кг/сек}$$

Баланс сушилки

$$K' = U + K$$

$$[(1 - u) + uc_2] K' = K$$

[1 кг влажных кристаллов содержит $(1 - u)$ кг кристаллизованного $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ и u кг раствора концентрацией c_2 бихромата калия].

Подставив числовые значения известных величин, получим

$$K' = \frac{0,25}{0,7 + 0,3 \cdot 0,13} = 0,338 \text{ кг/сек}$$

$$U = 0,338 - 0,25 = 0,088 \text{ кг/сек}$$

Количество выпаренной воды

$$V = 2,25 - 0,088 = 2,162 \text{ кг/сек}$$

Баланс кристаллизатора

$$G_1 = G_2 + K'$$

$$c_1G_1 = c_2G_2 + (1 - u + uc_2) K = c_2G_2 + K$$

откуда

$$G_1 = \frac{K - c_2 K'}{c_1 - c_2} = \frac{0,25 - 0,13 \cdot 0,338}{0,5 - 0,13} = 0,557 \text{ кг/сек}$$

$$G_2 = 0,557 - 0,338 = 0,219 \text{ кг/сек}$$

Расход и концентрацию раствора, поступающего в выпарной аппарат, определяем из уравнений материального баланса смешения маточного раствора со свежим:

$$G' = G + G_2$$

$$c'G' = cG + c_2G_2$$

откуда

$$G' = 2,5 + 0,219 = 2,719 \text{ кг/сек}$$

$$c' = \frac{0,1 \cdot 2,5 + 0,13 \cdot 0,219}{2,719} = 0,1026 = 10,26\%$$

Проверку правильности полученных результатов производим на основе общего баланса и баланса выпарного аппарата по бихромату калия.

Общий баланс

$$G' = V + G_1$$

$$2,719 = 2,162 + 0,557 = 2,719$$

Баланс по бихромату калия

$$c'G' = c_1G_1$$

$$0,1026 \cdot 2,719 = 0,5 \cdot 0,557$$

$$2,8 \approx 2,79$$

Таким образом, расчет выполнен правильно.

Пример II.4. Определить следующие параметры установки для синтеза аммиака (рис. II-2): количество продувочных газов

P ; расходы V , V_0 , V_1 , V_2 свежего газа, газа, поступающего в реактор, выходящего из реактора, выходящего из конденсатора; составы поступающих и покидающих реактор газов. Определить также выход аммиака при синтезе.

Исходный газ содержит 99,6% синтез-газа ($N_2 + 3H_2$) и $x' = 0,4\%$ метана и других инертных газов, причем мак-

Рис. II-2. К материальному балансу синтеза аммиака.

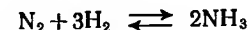
симально допустимое содержание метана и инертных газов в системе $x'_2 = 5\%$. Содержание аммиака в газе, выходящем из реактора, $x_1 = 24\%$, а в газе, выходящем из конденсатора, $x_2 = 4\%$. Все составы указаны в объемн. %. Количество получаемого аммиака $N = 500 \text{ кг/ч}$ (с учетом потерь аммиака с продувочными газами).

Решение. Составляем материальный баланс по всей установке и по отдельным операциям. В связи с тем что состав газов дан в объемн. (мольных) %, а в системе происходит химическая реакция, выражаем расходы веществ в моль/сек.

Количество получаемого аммиака

$$N = 500 \text{ кг/ч} = \frac{500 \cdot 1000}{17 \cdot 3600} = 8,17 \text{ моль/сек}$$

Так как при реакции синтеза аммиака



уменьшение числа молей реагирующих веществ равно числу молей NH_3 , получаемых в результате синтеза, общий материальный баланс установки выразится уравнением:

$$V - (N + x_2P) = N + P$$

где $(N + x_2P)$ — общее число молей аммиака, полученного в результате синтеза, равное изменению общего числа молей.

Баланс инертных газов по всей установке:

$$x'V = x_2P$$

Из предыдущих уравнений получаем (с учетом того, что после конденсации максимальное содержание инертных газов в продувочных газах $x'_2 = 0,05$):

$$V = \frac{2N}{1 - \frac{x'}{x'_2(1+x_2)}} = \frac{2 \cdot 8,17}{1 - \frac{0,004}{0,05}(1+0,04)} = 17,83 \text{ моль/сек}$$

$$P = \frac{x'}{x'_2} V = \frac{0,004}{0,05} \cdot 17,83 = 1,425 \text{ моль/сек}$$

Баланс конденсатора (общий баланс, баланс аммиака, баланс инертных газов):

$$V_1 = N + V_2$$

$$x_1V_1 = N + x_2V_2$$

$$x'_1V_1 = x'_2V_2$$

откуда

$$V_1 = \frac{N(1-x_2)}{x_1-x_2} = \frac{8,17(1-0,04)}{0,24-0,04} = 39,2 \text{ моль/сек}$$

$$V_2 = 39,2 - 8,17 = 31,03 \text{ моль/сек}$$

$$x'_1 = 0,05 \frac{31,03}{39,2} = 0,0396$$

Баланс процесса смешения рециркулируемых газов с исходным газом

$$V + (V_2 - P) = V_0$$

$$x_2(V_2 - P) = x_0V_0$$

$$x'V + x'_2(V_2 - P) = x'_0V_0$$

откуда

$$V_0 = 17,83 + 31,03 - 1,425 = 47,435 \text{ моль/сек}$$

$$x_0 = 0,04 \frac{31,03 - 1,425}{47,435} = 0,025$$

$$x'_0 = \frac{0,004 \cdot 17,83 + 0,05(31,03 - 1,425)}{47,435} = 0,0327$$

Для проверки полученных результатов используем уравнения материального баланса реактора.

Общий баланс

$$V_0 - (N + x_2 P) = V_1$$

$$47,435 - (8,17 + 0,04 \cdot 1,425) = 39,2$$

$$39,207 = 39,2$$

Баланс инертных газов

$$x_0 V_0 = x_1' V_1$$

$$0,0327 \cdot 47,435 = 0,0396 \cdot 39,2$$

$$1,552 = 1,552$$

Балансы сходятся, следовательно, расчет выполнен правильно.

Выход аммиака при синтезе (с учетом потерь аммиака и синтез-газа с промывочными газами) представляет собой отношение количества аммиака, отбираемого из конденсатора, к количеству, которое можно было бы получить на основе стехиометрических соотношений из исходного газа:

$$\eta = \frac{N}{(1-x) \frac{V}{2}} \cdot 100 = \frac{8,17 \cdot 2}{0,996 \cdot 17,83} \cdot 100 = 92,1\%$$

Пример II.5. Производят промывку сгущенной суспензии, содержащей $u=40$ вес. % водного раствора соли A концентрацией 15%. Количество суспензии $N=2500$ кг; плотность твердых частиц $\rho_{\text{тв}}=2600$ кг/м³, а плотность раствора практически равна плотности воды; объем отстойника $V=5$ м³. Определить, какое количество воды необходимо для промывки, чтобы после сушки декантированной суспензии содержание соли в ней не превышало 0,01%. Расчет выполнить для двух случаев и сравнить между собой полученные результаты:

а) для случая подачи суспензии в отстойник и непрерывной промывки водой с последующей декантацией суспензии;

б) для периодической повторной промывки равными порциями воды (объем промывной воды равен объему отстойника) с последующей декантацией.

Содержание жидкой фазы в суспензии после каждой декантации считать, как и в исходной суспензии, равным 40 вес. %.

Решение. Будем считать, что во время промывки перемешивание является идеальным, поэтому концентрация соли A одинакова во всем растворе, разбавлении промывной водой. Предположим также, что декантация является идеальной и вода, удаляющаяся из отстойника, не содержит твердых частиц.

Непрерывная промывка. При непрерывной промывке объем промывной воды равен объему удаляемого осветленного раствора

$$\frac{G}{\rho} = \frac{G'}{\rho'}$$

где G , G' , ρ , ρ' — расход и плотность воды и осветленного раствора соответственно.

Поскольку было принято, что $\rho = \rho'$, то и $G = G'$.

Баланс соли за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$ выразится равенством:

$$c(V - V_0) \rho = (c + dc)(V - V_0) \rho + G'c d\tau$$

$$\left[\begin{array}{c} \text{Исходное} \\ \text{количество} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Оставшееся} \\ \text{количество} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Удаляемое} \\ \text{количество} \end{array} \right]$$

где c — концентрация соли в растворе в весовых долях, а V_0 — объем, занимаемый в отстойнике твердыми частицами.

Отсюда (с учетом того, что $G = G'$) имеем

$$-\frac{dc}{c} = \frac{G}{(V - V_0) \rho} d\tau$$

Интегрируя это дифференциальное уравнение материального баланса в пределах $0 - \tau$ и $c_0 - c_{\text{кон}}$ (c_0 — начальная концентрация соли A в момент $\tau = 0$, когда отстойник был наполнен суспензией; $c_{\text{кон}}$ — конечная концентрация в момент прекращения подачи промывной воды), получим

$$G\tau = (V - V_0) \rho \ln \frac{c_0}{c_{\text{кон}}}$$

Общий расход Q воды с учетом количества, необходимого для заполнения отстойника в начальный момент, составит:

$$Q = (V - V_1) \rho + G\tau = (V - V_1) \rho + (V - V_0) \rho \ln \frac{c_0}{c_{\text{кон}}}$$

где V_1 — объем суспензии, поступившей в отстойник.

Объем твердой фазы

$$V_0 = \frac{(1-u)}{\rho_{\text{тв}}} = \frac{(1-0,4) \cdot 2500}{2600} = 0,577 \text{ м}^3$$

Объем сгущенной суспензии, подаваемой в отстойник

$$V_1 = \frac{uN}{\rho} + V = \frac{0,4 \cdot 2500}{1000} + 0,577 = 1,577 \text{ м}^3$$

Концентрацию c_0 определяем из баланса соли A (количество соли, содержащейся первоначально в суспензии, не изменяется после добавления воды до заполнения отстойника)

$$c(V_1 - V_0) \rho = c_0(V - V_0) \rho$$

где c — концентрация соли в исходной суспензии.

Получаем следующее значение c_0 :

$$c_0 = \frac{0,15(1,577 - 0,577)}{5 - 0,577} = 0,0339$$

При определении конечной концентрации $c_{\text{кон}}$ следует иметь в виду, что количество соли, содержащейся в декантированной суспензии в конечный момент (содержание раствора такое же, что и в исходной суспензии), не должно превышать 0,01% от высушенной суспензии, так что

$$c_{\text{кон}}(V_1 - V_0) \rho = \frac{0,01}{100} (1-u) N$$

и

$$c_{\text{кон}} = \frac{10^{-4} (1-0,4) \cdot 2500}{(1,577 - 0,577) \cdot 100} = 1,5 \cdot 10^{-4}$$

Таким образом, количество расходуемой воды

$$Q = (5 - 1,577) + (5 - 0,577) \ln \frac{3,39 \cdot 10^{-2}}{1,5 \cdot 10^{-4}} \cdot 1000 = 27362 \text{ кг}$$

Периодическая повторная промывка равными порциями воды. Концентрацию раствора после первой промывки определяем так же, как и c_0 в первом случае:

$$c_1 = c \frac{V_1 - V_0}{V - V_0}$$

Так как количество раствора в суспензии после первой деакации равно количеству раствора $(V_1 - V_0)\rho$ в исходной суспензии, то между концентрацией после второй промывки и концентрацией после первой промывки имеется такая же взаимосвязь, что и между c_1 и c :

$$c_2 = c_1 \frac{V_1 - V_0}{V - V_0} = c \left(\frac{V_1 - V_0}{V - V_0} \right)^2$$

Откуда после n -ой промывки имеем:

$$c_n = c_{n-1} \frac{V_1 - V_0}{V - V_0} = c \left(\frac{V_1 - V_0}{V - V_0} \right)^n$$

Следовательно, число необходимых промывок (с учетом того, что $c_n = c_{\text{кон}}$) определяется выражением:

$$n = \frac{\lg \frac{c}{c_{\text{кон}}}}{\lg \frac{V_1 - V_0}{V - V_0}}$$

а количество необходимой воды

$$Q' = \rho (V - V_1) n$$

Подставив числовые значения, получим

$$n = \frac{\lg \frac{0,15}{0,00015}}{\lg \frac{5 - 0,577}{1,577 - 0,577}} = 4,65$$

Приняв $n = 5$ промывкам, определим общий расход воды

$$Q' = 1000 (5 - 1,577) \cdot 5 = 17100 \text{ кг}$$

Следовательно, расход воды на промывку при периодическом процессе промывки на 38% меньше, чем при непрерывной промывке.

Пример II. 6. Для гашения флюктуаций концентрации раствора, поступающего в реактор, должно быть установлено два буферных сосуда с перемешиванием. Определить необходимый объем сосудов и выбрать способ их соединения (последовательно или параллельно).

Расход раствора $G = 3 \text{ кг/сек}$, его плотность $\rho = 1050 \text{ кг/м}^3$, максимальная амплитуда флюктуаций составляет 20% от среднего значения концентрации, а максимальный период колебаний τ_0 можно принять равным 1,5 ч. После гашения флюктуаций их максимальная амплитуда не должна превышать 3% от среднего значения концентрации.

Решение. При выборе способа соединения сосудов следует исходить из того, чтобы необходимый объем буферных сосудов должен быть минимальным.

Обозначим через z_1 и z_2 отношения A/A_1 и A/A_2 , т. е. отношения амплитуд на входе и выходе системы, предназначенной для гашения флюктуаций (индекс 1 относится к параллельному, индекс 2 — к последовательному соединению).

Из уравнений (II. 9) и (II. 11) получаем:

$$z_1 = \sqrt{1 + \left(\frac{2\pi f \cdot 2Q_1}{G} \right)^2}$$

$$z_2 = 1 + \left(\frac{2\pi f Q_2}{G} \right)^2$$

где Q_1 и Q_2 — емкость каждого буферного сосуда при параллельном или последовательном соединении соответственно.

В выражении для коэффициента затухания z_1 принято $Q = 2Q_1$, так как параллельно соединенные буферные сосуды действуют аналогично одному сосуду емкостью, равной сумме емкостей обоих сосудов.

В обоих случаях целью является получение одинаковой степени затухания флюктуаций, т. е. $z_1 = z_2 = z$. Следовательно

$$Q_1^2 = \frac{z^2 - 1}{4 \left(\frac{2\pi f}{G} \right)^2}$$

$$Q_2^2 = \frac{z - 1}{\left(\frac{2\pi f}{G} \right)^2}$$

Емкость последовательно соединенных сосудов будет меньше емкости параллельно соединенных сосудов (т. е. $Q_2 < Q_1$) при условии

$$(z - 1) < \frac{z^2 - 1}{4}$$

или

$$\frac{z^2 - 1}{4(z - 1)} = \frac{z + 1}{4} > 1$$

т. е. при $z > 3$.

В рассматриваемом же случае

$$z = \frac{20}{3} = 6,67 > 3$$

Поэтому выбираем последовательное соединение буферных сосудов.

Емкость каждого из последовательно соединенных сосудов по рабочему раствору должна быть равна

$$Q_2 = \sqrt{\frac{z - 1}{\left(\frac{2\pi f}{G} \right)^2}} = \frac{G\tau_0}{2\pi} \sqrt{z - 1} = \frac{3600 \cdot 3 \cdot 1,5}{2\pi} \sqrt{6,67 - 1} = 6130 \text{ кг}$$

или в единицах объема

$$V = \frac{Q_2}{\rho} = \frac{6130}{1050} = 5,84 \text{ м}^3$$

Следовательно, желаемой степени затухания флюктуаций можно достичь путем установки двух последовательно соединенных буферных сосудов емкостью $V = 5,84 \text{ м}^3$ каждый.

ЗАДАЧИ

Задача II. 1. Какие количества 62- и 92%-ной серной кислоты нужно смешать, чтобы получить 25 кг 73%-ной серной кислоты?

Задача II. 2. Необходимо приготовить 3500 кг нитрующей смеси состава 63% H_2SO_4 , 28% HNO_3 и 9% H_2O . Имеется: 2100 кг

отработанной кислоты, содержащей 68% H_2SO_4 , 22% HNO_3 и 10% H_2O ; 82%-ная азотная кислота; 92%-ная серная кислота и 20%-ный олеум. Определить необходимые количества азотной кислоты, серной кислоты и олеума.

Задача II.3. Определить количества водных растворов А, В и С, необходимые для получения 6,6 кг смеси, содержащей 20% этилового спирта, 37% метилового спирта и 43% воды. Исходные растворы имеют следующий состав: А — 35% $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, 20% CH_3OH , В — 10% $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, 60% CH_3OH , С — 20% $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, 15% CH_3OH .

Задача II.4. В кристаллизатор поступает 2,5 кг/сек водного раствора, содержащего 21,5% KCl и 16,9% NaCl . Маточный раствор на выходе из кристаллизатора содержит 12,5% KCl . Определить:

а) расход рециркулируемого маточного раствора и количество кристаллизующегося в единицу времени KCl (принять, что кристаллы не содержат влаги);

б) концентрацию NaCl в маточном растворе (принять, что NaCl не кристаллизуется).

Задача II.5. Выпаривается 2500 кг/ч 56%-ного раствора NH_4NO_3 до концентрации 96%. Определить количество концентрированного раствора, количество выпариваемой воды и конечную концентрацию примесей, если их количество, поступающее с исходным раствором, составляет 5 кг/ч.

Задача II.6. В колонну для абсорбции двуокиси углерода под давлением поступает синтез-газ, содержащий 18 объемн. % CO_2 .

Температура газа на входе в абсорбер 35°С, давление 20 ат, газ насыщен водяным паром. Расход исходного сухого газа 150 кмоль/ч. Газ, содержащий 4% CO_2 , покидает абсорбер при 20°С.

Определить: а) количество абсорбируемой двуокиси углерода; б) количество конденсирующихся паров воды; в) расход воды, требуемой для абсорбции, если известно, что концентрация CO_2 в поступающей воде равна нулю, а на выходе из абсорбера мольная доля CO_2 в воде составляет 0,0019.

Указание. Считать, что двуокись углерода является единственным компонентом, растворимым в воде.

Задача II.7. На установке непрерывного действия, состоящей из выпарного аппарата и кристаллизатора (рис. II-3), подвергают переработке 1,5 кг/сек раствора KMnO_4 , имеющего концентрацию 5%, с целью получения кристаллического перманганата калия.

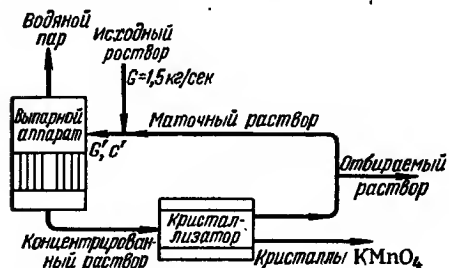


Рис. II-3. К материальному балансу установки для выпаривания и кристаллизации.

Исходный раствор содержит 0,1% примесей; концентрация упаренного раствора после выхода из выпарного аппарата равна 35% KMnO_4 , а концентрация рециркулируемого маточного раствора — 8% KMnO_4 . Максимально допустимая концентрация примесей в системе должна быть такой, чтобы их содержание в кристаллизованном перманганате не превышало 6%. Определить количество и концентрацию раствора, поступающего в кристаллизатор, количество выпариваемой воды и получаемых кристаллов, а также количество раствора, отбираемого для поддержания постоянного содержания примесей. Кристаллы, получаемые на установке, считать сухими.

Задача II.8. На установку непрерывного действия по противоточной промывке (рис. II-4) поступает 1,5 кг/сек шлама, содержащего 40 вес. % раствора NaOH концентрацией 30%. На промывку шлама расходуется 2 кг/сек воды. Определить выход и концентрацию

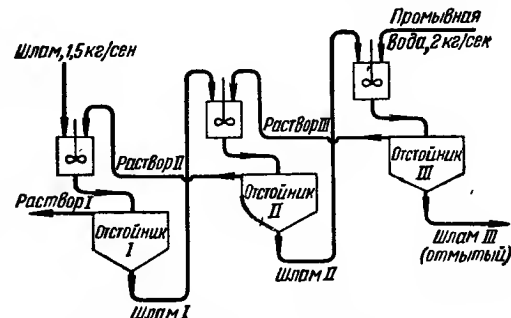


Рис. II-4. Схема движения материала в установке непрерывного отстаивания.

конечного раствора, а также степень рекуперации щелочи. Считать, что шлам, покидающий каждый отстойник, содержит 50 вес. % раствора. Принять, что осветленный раствор не содержит твердых частиц, а перемешивание является идеальным.

Задача II.9. Сосуд емкостью $V = 3 \text{ м}^3$ с мешалкой наполнен раствором концентрацией 25%. В определенный момент начинают подачу чистой воды ($G = 1,2 \text{ кг/сек}$). Через сколько времени концентрация на выходе из сосуда станет равной 2%?

Указание. Принять, что плотность раствора практически равна плотности воды, так что расход раствора, выходящего из сосуда, равен расходу поступающей воды. Перемешивание считать идеальным.

Задача II.10. Два сосуда емкостью по 2 м^3 , оборудованных мешалкой и соединенных последовательно, наполнены раствором концентрацией $c_0 = 20\%$. В определенный момент начинают подавать воду в первый сосуд ($G = 3 \text{ кг/сек}$), а раствор, вытекающий из него, подают во второй сосуд. Найти закон изменения концентрации раствора на выходе из второго сосуда.

Указание. Задачу решать аналогично задаче II.9; получив закон изменения концентрации на выходе из первого сосуда, подставить его в уравнение материального баланса второго сосуда.

Задача II.11. Для гашения флюктуаций концентрации раствора, питающего реактор, с 30 до 2% устанавливают два буферных сосуда с мешалками. Определить объем сосудов и выбрать способ их соединения (последовательно или параллельно).

Количество раствора $G=4 \text{ кг/сек}$, его плотность $\rho=1100 \text{ кг/м}^3$, максимальный период флюктуаций 30 мин .

Задача II.12. Определить зависимость между объемом двух буферных сосудов, количеством поступающего раствора G и частотой флюктуаций на входе при условии, что степень затухания флюктуаций при последовательном соединении сосудов больше, чем при их параллельном соединении. Плотность раствора ρ .

Указание. При решении использовать уравнения (II.9) и (II.11), принимая во внимание, что с точки зрения гашения флюктуаций два параллельно соединенных сосуда эквивалентны одному сосуду емкостью, равной емкости обоих.

Задача II.13. Определить максимальную амплитуду флюктуаций концентрации на выходе из системы, образованной тремя одинаковыми буферными сосудами с мешалкой, соединенными последовательно. Объем каждого сосуда $V=2 \text{ м}^3$; расход поступающего раствора $G=2,1 \text{ кг/сек}$; его плотность $\rho=1020 \text{ кг/м}^3$; максимальная амплитуда флюктуаций на входе $A=40\%$ от среднего значения концентрации, а их минимальная частота $0,0012 \text{ сек}^{-1}$.

Какова конечная амплитуда флюктуаций концентрации, если к указанным трем сосудам последовательно присоединить четвертый, имеющий такой же объем, что и первые три?

ЛИТЕРАТУРА

Бесков С. Д., Технохимические расчеты, 4-е изд., Изд. «Высшая школа», 1966.
 Danckwerts P. V., Sellers E. S., Industr. Chemist., 27, 395 (1951).
 Reynolds E., Gibbon I. D., Attwood D., Trans. Inst. Chem. Engineers, 42, № 1, T13 (1964).

ЧАСТЬ ВТОРАЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Глава III

ЭЛЕМЕНТЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

ГИДРОСТАТИКА

Гидростатическое давление — это давление, оказываемое жидкостью на точку поверхности, расположенную внутри жидкости (или на стенку сосуда). Независимо от ориентации поверхности давление действует в направлении нормали к поверхности. В статическом гравитационном поле гидростатическое давление p зависит от высоты z столба жидкости над данной точкой:

$$p = p_0 + \rho g z \quad (\text{III.1})$$

где p_0 — давление над поверхностью жидкости, н/м^2 ; ρ — плотность жидкости, кг/м^3 ; g — ускорение свободного падения, м/сек^2 .

Для измерения давления часто применяют различные внесистемные единицы измерения: техническая атмосфера $1 \text{ ат} = 1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$; физическая атмосфера $1 \text{ атм} = 1,0332 \text{ ат} = 10,13 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$; $1 \text{ мм рт. ст.} = 1/760 \text{ атм} = 1/735 \text{ ат} = 133,3 \text{ н/м}^2$.

Силу F (в н), возникающую в результате действия гидростатического давления, оказываемого жидкостью на поверхность S (в м^2), можно определить по уравнению

$$F = \int_0^S (p_0 + \rho g z) \cdot dS \quad (\text{III.2})$$

Сила гидростатического давления, действующая на тело, погруженное в жидкость

$$F = \rho g V \quad (\text{III.3})$$

где ρ — плотность жидкости, кг/м^3 ; V — объем тела, погруженного в жидкость, м^3 .

Возникающая при этом выталкивающая сила F направлена противоположно силе тяжести (снизу вверх), причем точка ее приложения совпадает с центром тяжести объема V .

Принцип равновесия гидростатических давлений в приложении к сообщающимся сосудам приводит к выражению

$$p_{0,i} + g\rho_i z_i = \text{const} \quad (\text{III. 4})$$

где $p_{0,i}$ — давление на поверхности жидкости в i -ом сосуде, н/м^2 ; ρ_i — плотность жидкости в i -ом сосуде, кг/м^3 ; z_i — высота уровня жидкости в i -ом сосуде, отсчитываемая от точки, в которой сосуды сообщаются, м .

ГИДРОДИНАМИКА

Вязкость

Вязкостью называется свойство жидкости, благодаря которому внутри нее возникают, напряжения, тангенциально направленные к любому элементу поверхности, разделяющему два участка объема жидкости, когда ее слои, прилегающие к элементу поверхности, скользят друг относительно друга.

Определение динамической вязкости μ основано на законе Ньютона:

$$\sigma = \mu \frac{dw}{dn} \quad (\text{III. 5})$$

где σ — тангенциальное напряжение; dw/dn — градиент скорости.

Единицей измерения вязкости в СИ является $\text{н} \cdot \text{сек/м}^2$, численно равная декапазу (дапз). Наиболее распространенной единицей измерения вязкости является сантипуаз (спз): $1 \text{ спз} = 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$.

Кинематической вязкостью ν жидкости называется отношение ее динамической вязкости μ к плотности ρ :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (\text{III. 6})$$

Динамическую вязкость газов при умеренном или низком давлении можно вычислить приближенно по формуле:

$$\mu = 6,3 \cdot 10^{-4} \frac{M^{1/2} p_{\text{кр}}^{2/3}}{T_{\text{кр}}^{1/6}} \cdot \frac{T_{\text{прив}}^{3/2}}{T_{\text{прив}} + 0,8} \quad (\text{III. 7})$$

где μ — динамическая вязкость, спз; M — молекулярный вес; T — температура, °К; $p_{\text{кр}}$ — критическое давление, атм; $T_{\text{кр}}$ — критическая температура, °К; $T_{\text{прив}}$ — приведенная температура.

Влияние температуры на вязкость газов (при низком или умеренном давлении) можно оценить следующим образом:

если известна вязкость, по крайней мере, при двух температурах, то строят график зависимости $T^{3/2}/\mu$ от T и производят линейную экстраполяцию или интерполяцию;

если известна вязкость только при одной температуре, можно использовать уравнение (III. 7), приведенное к виду

$$\mu = \mu_1 \left(\frac{T_{\text{прив}}}{T_{\text{прив},1}} \right)^{3/2} \cdot \frac{T_{\text{прив},1} + 0,8}{T_{\text{прив}} + 0,8} \quad (\text{III. 8})$$

где μ_1 — вязкость при приведенной температуре $T_{\text{прив},1}$.

При нормальной и повышенной температуре или при низком и умеренном давлении влиянием давления на вязкость газов можно практически пренебречь.

Вязкость смеси газов можно вычислить по формуле

$$\frac{M_{\text{ср}}}{\mu_{\text{ср}}} = \sum \frac{x_i M_i}{\mu_i} \quad (\text{III. 9})$$

где $\mu_{\text{ср}}$ — вязкость смеси; $M_{\text{ср}}$ — средний молекулярный вес смеси; x_i — мольная доля i -го компонента; M_i — молекулярный вес i -го компонента; μ_i — вязкость i -го компонента.

При атмосферном давлении вязкость смеси газов можно определить с достаточной точностью по формуле

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{\sum x_i \mu_i \sqrt{M_i T_{\text{кр},i}}}{\sum x_i \sqrt{M_i T_{\text{кр},i}}} \quad (\text{III. 10})$$

где $T_{\text{кр},i}$ — критическая температура i -го компонента, °К.

При отсутствии экспериментальных данных вязкость органических жидкостей можно оценить с помощью эмпирической формулы:

$$\lg (\lg 10\mu) = K \frac{\rho}{M} - 2,9 \quad (\text{III. 11})$$

где μ — вязкость жидкости, спз; ρ — плотность жидкости, г/см^3 ; M — молекулярный вес жидкости; K — константа, определяемая уравнением

$$K = \sum m I_a + \sum I_c \quad (\text{III. 12})$$

где $m I_a$ — произведение числа m атомов данного элемента в молекуле вещества на соответствующую атомную константу I_a ; I_c — константа, характеризующая структуру молекулы и определяемая группировкой атомов и связями между ними (табл. III-1).

Значения констант I_a приведены ниже:

| | | | | | | | |
|-----------------------|-----|------|------|----|----|----|-----|
| Элемент | H | C | O | N | Cl | Br | I |
| Константа I_a . . . | 2,7 | 50,2 | 29,7 | 37 | 60 | 79 | 110 |

Влияние температуры на вязкость жидкости можно определить, если известна ее вязкость, по крайней мере, при двух температурах, используя сравнение с эталонной жидкостью:

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K \frac{t_1 - t}{\theta_1 - \theta} \quad (\text{III. 13})$$

где t_1, t_2 — значения температуры жидкости; θ_1, θ_2 — значения температуры эталонной жидкости, при которых ее вязкость равна вязкости сравниваемой жидкости при t_1 и t_2 .

Таблица III-1. Значение константы I_c

| Соединение, группировка или связь | Константа I_c | Соединение, группировка или связь | Константа I_c |
|---|-----------------|--|-----------------|
| Двойная связь | -15,5 | $R-C-H$ | +10,0 |
| Пятичленное кольцо атомов C | -24,0 | $\begin{array}{c} \parallel \\ O \end{array}$ | |
| Шестичленное кольцо атомов C | -21,0 | CH_3-C-R | +5,0 |
| Замещение в шестичленном кольце | | \parallel O | |
| в орто- и пара-положении | +3,0 | $-CH-CHCH_2X^*$ | +4,0 |
| в мета-положении | +1,0 | $\begin{array}{c} R \\ \diagdown \\ CHX^* \\ \diagup \\ R \end{array}$ | +6,0 |
| $\begin{array}{c} R & & R \\ & \diagdown & \diagup \\ & CHCH & \\ & \diagup & \diagdown \\ R & & R \end{array}$ | +8,0 | $-OH$ | +24,7 |
| $\begin{array}{c} R \\ \\ R-C-R \\ \\ R \end{array}$ | +13,0 | $-COO-$ | -19,6 |
| | | $-COOH$ | -7,9 |
| | | $-NO_2$ | -6,4 |

* X — электроотрицательная группа.

Можно также считать, что не в очень широких пределах вязкость жидкости изменяется с изменением абсолютной температуры T по уравнению:

$$\lg \mu = \frac{B}{T} + A \quad (III. 14)$$

где A и B — константы, характерные для данной жидкости.

Вязкость смеси неполярных жидкостей можно определить по формуле:

$$\lg \mu_{\text{см}} = \sum x_i \lg \mu_i \quad (III. 15)$$

где x_i и μ_i — соответственно мольная доля и вязкость i -го компонента.

Вязкость некоторых газов в зависимости от температуры можно определить с помощью номограммы, приведенной на рис. 1 (Приложение XIX).

Вязкость разбавленных суспензий (при концентрации твердой фазы менее 10 объемн. %) можно вычислить по формуле:

$$\mu_{\text{сусп}} = \mu_1 (1 + 2,5\psi) \quad (III. 16)$$

где μ_1 — вязкость сплошной фазы; ψ — отношение объема дисперсной твердой фазы к объему сплошной фазы.

Общие уравнения гидродинамики

Уравнение неразрывности (сохранения массы) для неустановившегося трехмерного потока жидкости имеет вид:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial (\rho w_z)}{\partial z} = 0 \quad (III. 17)$$

где ρ — плотность жидкости; w_x, w_y, w_z — проекции скорости на ось x, y, z .

В случае одномерного установившегося потока жидкости уравнение неразрывности запишется в виде:

$$G = w_1 \rho_1 S_1 = w_2 \rho_2 S_2 \quad (III. 18)$$

где G — массовый расход жидкости, кг/сек; S_1, S_2 — площади поперечного сечения потока, m^2 ; w_1, w_2 — средние скорости жидкости в данном сечении, м/сек.

Средняя по сечению скорость w при $\rho = \text{const}$ определяется выражением:

$$w = \frac{\int_0^S \dot{w} dS}{S} \quad (III. 19)$$

где \dot{w} — локальное значение скорости.

Если жидкость несжимаема, уравнение (III.18) принимает вид:

$$G_{006} = w_1 S_1 = w_2 S_2 = \dots \quad (III. 20)$$

Уравнение энергетического баланса между точками 1 и 2 потока (точки 1 и 2 расположены последовательно по ходу жидкости) запишется следующим образом:

$$g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2}(w_1^2 - w_2^2) + (u_1 - u_2) + \left(\frac{p_1}{\rho_1} - \frac{p_2}{\rho_2}\right) + Q + W = 0 \quad (III. 21)$$

где g — ускорение свободного падения, м/сек²; z — высота по отношению к произвольно принятому уровню, м; w — средняя скорость, м/сек; u — внутренняя энергия жидкости, Дж/кг; p — давление, н/м²; ρ — плотность, кг/м³; Q — тепло, поступившее извне на единицу массы жидкости, Дж/кг; W — механическая энергия на единицу массы, поступившая извне (от насоса, мешалки и т. д.), Дж/кг.

Уравнение (III.21) предполагает соблюдение уравнения неразрывности (III.18).

При изотермическом течении реальной жидкости приращение внутренней энергии равно нулю, а плотность постоянна, так что уравнение (III.21) принимает вид:

$$g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2}(w_1^2 - w_2^2) + \frac{p_1 - p_2}{\rho} + W - F = 0 \quad (III. 22)$$

где F — энергия трения на единицу массы, Дж/кг, равная

$$F = \frac{\Delta p}{\rho} = \xi \frac{w^2}{2} \quad (III. 23)$$

причем Δp — потери напора на трение (гидравлическое сопротивление), а ξ — коэффициент сопротивления.

Гидродинамическое подобие

Критериальное уравнение при изотермическом течении в установившемся режиме имеет вид

$$\Phi(Fr, Eu, Re) = 0 \quad (III. 24)$$

где Fr , Eu , Re — критерии гидродинамического подобия.

Подобие двух явлений с точки зрения гидродинамики имеет место при равенстве числовых значений указанных критериев подобия, а также при соблюдении условий геометрического подобия.

Критерии подобия получены на основе общих уравнений течения жидкости.

Критерий Fr (Фруда) является мерой отношения сил инерции и гравитационных сил:

$$Fr = \frac{w^2}{gl} \quad (III. 25)$$

где w — скорость жидкости, м/сек; g — ускорение свободного падения, м/сек²; l — определяющий линейный размер, м.

Критерий Eu (Эйлера) представляет собой отношение перепада давления между двумя точками к силам инерции:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \quad (III. 26)$$

где Δp — потеря давления на преодоление гидравлических сопротивлений, н/м²; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Критерий Re (Рейнольдса) представляет собой отношение кинетической энергии потока к энергии, расходуемой на внутреннее трение:

$$Re = \frac{wl}{\nu} = \frac{wl\rho}{\mu} = \frac{Gl}{S\mu} \quad (III. 27)$$

где l — определяющий линейный размер, м; ν — кинематическая вязкость, м²/сек; μ — динамическая вязкость, н·сек/м²; G — массовый расход жидкости, кг/сек; S — площадь поперечного сечения потока, м².

Если $Re < Re_{кр}$, движение жидкости происходит в ламинарном режиме; если же $Re > Re_{кр}$, движение жидкости является турбулентным ($Re_{кр}$ — критическое значение Re). Область $Re > Re_{кр}$ можно в свою очередь разделить на переходную область, в которой режим движения жидкости является недостаточно устойчивым, и на область, в которой турбулентный режим вполне развит. Значение $Re_{кр}$ зависит от конкретных условий движения жидкости (в трубах, по пластинам и т. д.).

ЧАСТНЫЕ СЛУЧАИ ДВИЖЕНИЯ ЖИДКОСТИ

Движение жидкости по трубопроводам

Режим движения жидкости определяется значением критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd}{\nu}$$

где d — диаметр трубопровода.

Ламинарный режим характеризуется условием $Re < 2300$, а турбулентный — $Re > 4000$.

При значениях Re между 2300 и 4000 ламинарный режим может легко переходить в турбулентный*.

Профиль скоростей по сечению трубопровода описывается следующими уравнениями:

при ламинарном движении

$$\dot{w} = 2w \left[1 - \left(\frac{2x}{d} \right)^2 \right] \quad (III. 28)$$

при турбулентном движении

$$\dot{w} = 1,19w \left[1 - \left(\frac{2x}{d} \right)^{1,25} \right]^{1/4} \quad (III. 29)$$

где \dot{w} — локальная скорость, м/сек; x — расстояние от оси трубопровода, м; d — диаметр трубопровода, м; w — средняя скорость, м/сек.

Коэффициент сопротивления при трении в трубопроводе, входящий в уравнение (III. 23), определяется выражением:

$$\xi = \lambda \frac{l}{d} \quad (III. 30)$$

где λ — коэффициент трения; l — длина трубопровода, м; d — диаметр трубопровода, м.

Согласно уравнениям (III. 23) и (III. 30), потери давления при движении жидкости по трубопроводу определяются по уравнению

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \rho \quad (III. 31)$$

Коэффициент трения λ находят из соотношений: при ламинарном режиме

$$\lambda = \frac{64}{Re}$$

при турбулентном режиме

$$\lambda = f \left(Re, \frac{e}{d} \right)$$

где e/d — относительная шероховатость (отношение высоты выступов шероховатости e к диаметру d трубопровода).

График для определения коэффициента трения, построенный в логарифмических координатах λ — Re , приведен на рис. 2 (Приложение XIX).

Для аналитического определения коэффициента трения λ может быть использован ряд приближенных формул.

* $Re \approx 2300$ называют нижним, а $Re = 14\,000$ — верхним критическим значением Re . В расчетах часто принимают верхнее критическое значение $Re = 10\,000$. При $Re \geq 10\,000$ режим течения является устойчивым турбулентным. (Прим. ред.)

Формула Блазиуса

$$\lambda = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}} \quad (\text{III. 32})$$

применима для труб с гладкими стенками в области $3 \cdot 10^3 < \text{Re} < 10^5$.

Формула Коо

$$\lambda = 0,014 + \frac{1,056}{\text{Re}^{0,42}} \quad (\text{III. 33})$$

применима при турбулентном движении жидкости по стальным или чугунным трубопроводам.

В случае турбулентного движения жидкости по шероховатым трубопроводам можно пользоваться формулой

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{e}{3,7d} + \left(\frac{6,81}{\text{Re}} \right)^{0,9} \right] \quad (\text{III. 34})$$

В табл. III-2 приведены значения высоты выступов шероховатости e для различных материалов.

Таблица III-2. Высота выступов шероховатости

| Материал стенки трубопровода | e , мм | Материал стенки трубопровода | e , мм |
|---|------------|---|----------------|
| Медь, латунь, свинец . . . | 0,01—0,05 | Чугун после длительной эксплуатации (с загрязнениями) | 0,85 и выше |
| Сталь, не подвергшаяся коррозии | 0,06—0,1 | Чугун битуминизированный | 0,12 |
| Сталь в условиях эксплуатации (мало прокорродировавшая) | 0,1—0,2 | Железо оцинкованное | 0,15 |
| Сталь после длительной эксплуатации (сильно прокорродировавшая) | 0,5 и выше | Дерево (клепки) | 0,2—0,9 |
| Чугун (новые трубы) . . . | 0,3 | Бетон | 0,3—3 |
| | | Сталь клепаная | 0,9—9 |

В случае неизотермического движения жидкости значения потери давления, вычисленные по формуле (III. 31), умножают на коэффициент f , определяемый по уравнениям:

$$f = \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ст}}}{\text{Pr}} \right)^{1/4} \left[1 + 0,22 \left(\frac{\text{GrPr}}{\text{Re}} \right)^{0,15} \right] \quad (\text{III. 35})$$

при турбулентном движении

$$f = \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ст}}}{\text{Pr}} \right)^{1/4} \quad (\text{III. 36})$$

где Re , Pr и Gr — критерии Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа при температуре жидкости; $\text{Pr}_{\text{ст}}$ — критерий Прандтля при температуре стенок.

В случае движения жидкости по трубопроводам некруглого сечения для расчета потерь напора при турбулентном режиме вместо диаметра трубы d подставляют эквивалентный (гидравлический) диаметр, определяемый выражением

$$d_g = \frac{4S}{\Pi} \quad (\text{III. 37})$$

где S — поперечное сечение потока; Π — смоченный периметр сечения потока.

При движении жидкости по изогнутым трубопроводам (змеевикам) значения потери давления, вычисленные по уравнению (III. 31), умножают на поправочный коэффициент:

$$f_1 = 1 + 3,54 \frac{d}{2R} \quad (\text{III. 38})$$

где R — радиус кривизны змеевика.

Потери давления в местных сопротивлениях (отводах, тройниках, сужениях, расширениях, вентилях и т. д.) можно определить по уравнению (III. 31), подставив в уравнение (III. 30) для определения коэффициента сопротивления эквивалентную длину l_0 трубопровода

$$l_0 = l + \Sigma nd \quad (\text{III. 39})$$

где l — длина трубопровода; d — диаметр трубопровода; n — коэффициент, зависящий от местных сопротивлений.

Таким образом, уравнение (III. 31) для определения суммарной потери давления на прямых участках трубопровода и в местных сопротивлениях переходит в следующее:

$$\Delta p = \lambda \frac{l + \Sigma nd}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \rho \quad (\text{III. 40})$$

В табл. III-3 приведены значения коэффициента n для различных местных сопротивлений.

При более точных расчетах определяют коэффициент сопротивления ξ каждого местного сопротивления и в уравнение (III. 31)

Таблица III-3. Значения коэффициента n

| Вид местного сопротивления | n | Вид местного сопротивления | n |
|--|-----|--|---------|
| Отвод (45°) | 15 | Тройник $\rightarrow \downarrow$ | 90 |
| Отвод (90°) при диаметре труб, мм | | Крестовина | 50 |
| 9,5—63,5 | 30 | Вентиль | 60—300 |
| 76—152 | 40 | Кран | 10—15 |
| 178—254 | 50 | Задвижка (полностью открытая) | 7 |
| Колено (90°), прямое | 60 | Ротационный счетчик | 200—300 |
| Тройник $\rightarrow \uparrow$ | 60 | | |

подставляют сумму коэффициентов местных сопротивлений

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2} \rho \quad (\text{III. 41})$$

Значения коэффициентов местных сопротивлений приведены в справочной литературе*.

Потери давления в межтрубном пространстве теплообменников при наличии перегородок можно определить по формуле

$$\Delta p = \lambda \frac{D(n+1)}{d_0} \cdot \frac{w_{cp}^2}{2} \rho \quad (\text{III. 42})$$

где Δp — общая потеря давления (включая вход и выход) в межтрубном пространстве, н/м^2 ; D — внутренний диаметр кожуха, м ; n — число перегородок; $w_{cp} = G_{об}/S_{ср}$ — средняя скорость движения жидкости, м/сек ; $G_{об}$ — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{сек}$; $S_{ср} = DL(t-d)/t$ — среднее поперечное сечение потока, м^2 ; L — расстояние между поперечными перегородками, м ; t — шаг (расстояние между осями соседних труб), м ; d — наружный диаметр труб, м ; d_0 — эквивалентный диаметр межтрубного пространства, м ; λ — коэффициент трения, который определяется по рис. 3 (Приложение XIX) в зависимости от величины критерия $Re = w_{ср}d_0/\nu$.

Значения d_0 для труб, расположенных по углам квадрата, рассчитывают по уравнению

$$d_0 = \frac{4(t^2 - \pi d^2/4)}{\pi d}$$

а для труб, расположенных по углам равностороннего треугольника, по уравнению

$$d_0 = \frac{4(0,86t^2 - \pi d^2/4)}{\pi d}$$

Истечение из отверстий, пленочное течение по поверхности, перетекание через перегородки и водосливы

При истечении жидкости из отверстия скорость жидкости в самом узком сечении струи составляет

$$w = \varphi \sqrt{2gH} \quad (\text{III. 43})$$

где g — ускорение свободного падения, м/сек^2 ; H — высота верхнего уровня жидкости над центром отверстия, м ; φ — коэффициент скорости.

Для воды коэффициент скорости $\varphi = 0,97-0,98$.

Объемный расход $G_{об}$ жидкости через отверстие выражается уравнением

$$G_{об} = \mu S \sqrt{2gH} \quad (\text{III. 44})$$

где $\mu = \varphi S_{мин}/S$ — коэффициент расхода; S — площадь поперечного сечения отверстия, м^2 ; $S_{мин}$ — площадь наиболее узкого поперечного сечения струи, м^2 ; $S_{мин}/S$ — коэффициент сжатия струи (для воды $\mu = 0,59-0,63$).

* См., например, Идельчик И. Е., Справочник по гидравлическим сопротивлениям, ГЭИ, 1960. (Прим. ред.)

В случае стекания пленки по вертикальной поверхности ламинарный характер движения определяется условием $Re < Re_{кр}$, где

$$Re_{кр} = 2,4 \left(\frac{\sigma^3}{g\rho^3\nu^4} \right)^{1/11} \quad (\text{III. 45})$$

где $Re = w\delta/\nu$ — критерий Рейнольдса; w — средняя скорость пленки жидкости, м/сек ; δ — средняя толщина пленки жидкости, м ; ν — кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{сек}$; σ — поверхностное натяжение, н/м ; ρ — плотность жидкости, кг/м^3 .

Если $Re > Re_{кр}$, движение жидкости сначала приобретает волнообразный характер, а затем переходит в турбулентное*.

Профиль скоростей по толщине ламинарной пленки жидкости описывается выражением

$$\dot{w} = \frac{g\rho}{\mu} \left(\delta y - \frac{1}{2} y^2 \right) \quad (\text{III. 46})$$

где \dot{w} — локальное значение скорости, м/сек ; μ — динамическая вязкость, $\text{н} \cdot \text{сек/м}^2$; y — расстояние от поверхности, м .

Линейная плотность орошения Γ ($\text{кг} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1}$) определяется при ламинарном течении пленки по уравнению

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{3\mu} \delta^3 \quad (\text{III. 47})$$

С помощью этого уравнения можно также вычислить толщину пленки δ в функции от линейной плотности орошения Γ .

При волнообразном движении жидкости

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{2,4\mu} \delta^3 \quad (\text{III. 48})$$

В случае перетекания через перегородки или водосливы скорость движения жидкости на некотором расстоянии z от ее верхнего уровня можно приближенно определить при помощи уравнения (III.43) при подстановке в него вместо высоты H расстояния z .

Объемный расход перетекающей жидкости можно вычислить по следующим уравнениям:

для перегородок

$$G_{об} = 1,84Lz^{3/2} \quad (\text{III. 49})$$

для водосливов и сосудов с переливом с кривыми или круглыми стенками

$$G_{об} = 1,47Lz^{3/4} \quad (\text{III. 50})$$

где $G_{об}$ — объемный расход перетекающей жидкости, $\text{м}^3/\text{сек}$; L — длина кромок перегородки или внутренний периметр края перелива, м ; z — толщина слоя жидкости над водосливом, м .

Движение жидкости через зернистые слои и насадки рассматривается в гл. X.

* Если поверхность пленки воды становится волнистой, $Re_{кр} \approx 30$; волнистое движение пленки переходит в турбулентное при $Re_{кр} \approx 1600$. (Прим. ред.)

Гидродинамика кипящего (псевдооживленного) слоя

Скорость, соответствующая началу псевдооживления, может быть определена по формуле Лева:

$$w_{nc} = 9,35 \cdot 10^{-3} \frac{d^{1,82}}{v^{0,88}} \left(\frac{\rho_{тв} - \rho}{\rho} \right)^{0,94} \quad (\text{III. 51})$$

где w_{nc} — фиктивная скорость жидкости (отнесенная к сечению пустой колонны), при которой начинается псевдооживление, м/сек; d — средний диаметр частиц, мм; v — кинематическая вязкость жидкости, м²/сек; $\rho_{тв}$ — плотность твердых частиц, кг/м³; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Если $Re_{nc} > 10$, полученные с помощью уравнения (III. 51) значения следует умножить на коэффициент K , определяемый по уравнению

$$K = 1,775 Re^{-0,272} \quad (\text{III. 52})$$

где $Re_{nc} = w_{nc}d/v$ — критерий Рейнольдса, соответствующий началу псевдооживления.

Скорость, соответствующая началу псевдооживления, может быть определена также по формуле Тодеса (с точностью $\pm 20\%$)

$$Re_{nc} = \frac{Ag}{1400 + 5,22 \sqrt{Ag}} \quad (\text{III. 53})$$

где $Ag = \frac{gd^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_{тв} - \rho}{\rho}$ — критерий Архимеда.

Псевдооживление полидисперсных материалов происходит постепенно в некотором интервале скоростей. Для упрощения расчетов диаметр d частиц можно заменить средним диаметром

$$d_{cp} = \sqrt{\frac{\sum (n_i d_i^3)}{\sum n_i}} \quad (\text{III. 54})$$

где d — диаметр частиц i -ой гранулометрической фракции, равный среднему арифметическому сторон ячеек сит, которым соответствует данная фракция; n_i — число частиц в данной фракции.

Для определения среднего диаметра частиц рекомендуется следующая формула:

$$\frac{1}{d_{cp}} = \frac{\sum \frac{G_i}{d_i}}{\sum G_i} \quad (\text{III. 54a})$$

где G_i — масса i -ой фракции со средним диаметром частиц d_i .

Для частиц, форма которых отличается от шарообразной, критерий Re умножают на фактор формы

$$\varphi = \left[0,207 \frac{S}{V^{2/3}} \right]^{1/2} \quad (\text{III. 55})$$

где S — поверхность частицы; V — объем частицы.

Скорость уноса частиц из псевдооживленного слоя (скорость свободного падения частиц) приближенно определяют по уравнению

$$Re_y = \frac{Ag}{18 + 0,61 \sqrt{Ag}} \quad (\text{III. 56})$$

где $Re_y = w_y d/v$ — значение критерия Рейнольдса, соответствующее скорости уноса; w_y — фиктивная скорость уноса (отнесенная ко всему сечению аппарата).

Определение скорости уноса см. в гл. IV.

Высота псевдооживленного слоя z может быть определена из отношения

$$\frac{z}{z_{нач}} = \frac{1 - \epsilon_{нач}}{1 - \epsilon} \quad (\text{III. 57})$$

где $z_{нач}$ — высота слоя до псевдооживления; ϵ — доля пустот (порозность слоя), представляющая собой отношение объема сплошной фазы к объему псевдооживленного слоя.

Порозность слоя в начале псевдооживления $\epsilon_{нач}$ зависит от формы частиц и практически соответствует порозности неподвижного слоя. Для частиц с формой, близкой к шарообразной, среднее значение начальной порозности $\epsilon_{нач} \approx 0,4$.

Точное вычисление порозности представляет значительные трудности, особенно в случае псевдооживления газами. Для определения порозности можно пользоваться рис. III-1, на котором представлена зависимость степени расширения слоя $z/z_{нач}$ от числа псевдооживления N при различных размерах частиц (в мм, или μ).

Число псевдооживления представляет собой отношение фиктивной скорости газа к минимальной фиктивной скорости, соответствующей началу псевдооживления $N = w/w_{nc}$.

При гомогенном псевдооживлении (псевдооживление жидкостью) можно использовать формулу Ричардсона — Цаки:

$$\frac{w}{w_y} = \epsilon^n \quad (\text{III. 58})$$

где w_y — скорость уноса.

Показатель степени n выражается зависимостями:

$$n = (4,35 + 17,5d/D) Re^{-0,03} \quad \text{при } 0,2 < Re < 1,0 \quad (\text{III. 59})$$

$$n = (4,35 + 18d/D) Re^{-0,1} \quad \text{при } 1,0 < Re < 203 \quad (\text{III. 60})$$

$$n = 4,45 Re^{-0,1} \quad \text{при } 200 < Re < 530 \quad (\text{III. 61})$$

$$n = 2,39 \quad \text{при } Re > 500 \quad (\text{III. 62})$$

где D — диаметр колонны.

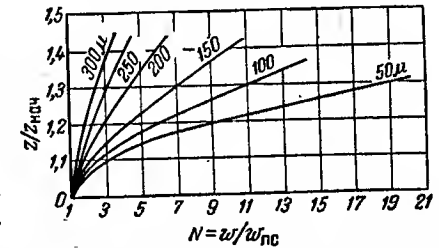


Рис. III-1. Зависимость степени расширения слоя $z/z_{нач}$ от числа псевдооживления N .

Плотность псевдоожигенного слоя составляет

$$\rho' = \epsilon \rho + (1 - \epsilon) \rho_{\text{ТВ}} \quad (\text{III. 63})$$

где ρ' , ρ , $\rho_{\text{ТВ}}$ — плотность псевдоожигенного слоя, жидкости и твердых частиц соответственно.

При псевдоожигении газами, учитывая, что $\rho \ll \rho_{\text{ТВ}}$, можно использовать упрощенное выражение:

$$\rho' = \rho'_{\text{нач}} \frac{1 - \epsilon}{1 - \epsilon_{\text{нач}}} = (1 - \epsilon) \rho_{\text{ТВ}} \quad (\text{III. 64})$$

где $\rho'_{\text{нач}}$ — плотность неподвижного слоя.

Уравнение неприменимо при больших значениях порозности ($\epsilon \rightarrow 1$).

Потерю давления в псевдоожигенном слое можно практически считать равной весу слоя на единицу площади его поперечного сечения:

$$\Delta p = \rho' g z = [\epsilon \rho + (1 - \epsilon) \rho_{\text{ТВ}}] g z \quad (\text{III. 65})$$

При псевдоожигении газом

$$\Delta p = (1 - \epsilon) \rho_{\text{ТВ}} g z = (1 - \epsilon_{\text{нач}}) \rho_{\text{ТВ}} g z_{\text{нач}} \quad (\text{III. 66})$$

ПЕРЕМЕЩЕНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

Насосы для перемещения жидкостей

Мощность (в вт), потребляемая насосом

$$N = \frac{G W}{\eta} \quad (\text{III. 67})$$

где G — массовая производительность насоса, кг/сек; W — полная удельная энергия, сообщаемая единице массы жидкости в насосе [см. уравнение (III. 21)], Дж/кг; η — полный к. п. д. насоса.

Напор насоса H выражают в m столба жидкости; величина напора связана с удельной энергией W зависимостью:

$$H = \frac{W}{g} \quad (\text{III. 68})$$

где g — ускорение свободного падения.

Гидравлический к. п. д. насоса $\eta_{\text{г}}$ выражается отношением

$$\eta_{\text{г}} = \frac{\Delta H}{H} \quad (\text{III. 69})$$

где ΔH — геометрическая высота подъема.

Компрессоры

Теоретическая мощность, необходимая для сжатия газа от начального давления p_0 до конечного давления $p_{\text{к}}$, определяется по уравнениям:

при изотермическом сжатии

$$N_{\text{из}} = p_0 G_{06,0} \ln \frac{p_{\text{к}}}{p_0} \quad (\text{III. 70})$$

при политропическом сжатии

$$N_{\text{п}} = p_0 G_{06,0} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{p_{\text{к}}}{p_0} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (\text{III. 71})$$

При адиабатическом сжатии показатель политропы n в уравнении (III. 71) заменяется показателем адиабаты k .

В уравнениях (III. 70) и (III. 71) N — теоретическая мощность, вт; p — давление газа, н/м²; $G_{06,0}$ — объемный расход газа на входе в компрессор, м³/сек; n — показатель политропы, причем по уравнению политропы $p G_{06,0}^n = \text{const}$.

При многоступенчатом сжатии общая теоретическая мощность равна сумме мощностей, затрачиваемых на отдельных ступенях. Если степень сжатия

$$z = \frac{p_M}{p_{M-1}} \quad (\text{III. 72})$$

постоянна, то теоретическая мощность одинакова для каждой ступени, и уравнения (III. 70) и (III. 71) принимают вид:

$$N_{\text{из}} = m p_0 G_{06,0} \ln z \quad (\text{III. 73a})$$

$$N_{\text{п}} = m p_0 G_{06,0} \frac{n}{n-1} \left(z^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) \quad (\text{III. 73б})$$

где p_{M-1} , p_M — давление газа после $(M-1)$ -й и M -й ступени соответственно; m — число ступеней сжатия.

Уравнения (III. 72) и (III. 73) получены при условии, что температура газа перед каждой ступенью равна начальной температуре газа на входе в компрессор.

Число необходимых ступеней сжатия m определяют из соотношения

$$z^m = \frac{p_{\text{к}}}{p_0} \quad (\text{III. 74})$$

Рекомендуемое значение степени сжатия одной ступени для поршневых компрессоров равно 3—4. У турбокомпрессоров степень сжатия z составляет 1,2—1,4.

Мощность, действительно расходуемая на сжатие, отличается от теоретической и определяется по уравнению

$$N_{\text{инд}} = \frac{N_{\text{из}}}{\eta_{\text{из}}} \quad (\text{III. 75})$$

или

$$N_{\text{инд}} = \frac{N_{\text{ад}}}{\eta_{\text{ад}}} \quad (\text{III. 75a})$$

где $N_{\text{инд}}$ — действительная (индикаторная) мощность, затрачиваемая на сжатие газа; $\eta_{\text{из}}$ — изотермический к. п. д., характеризующий степень совершенства

процесса сжатия в компрессоре при наличии охлаждения газа; $\eta_{ад}$ — адиабатический к. п. д., характеризующий степень совершенства процесса сжатия в компрессоре без охлаждения или с неинтенсивным охлаждением (одноступенчатые поршневые компрессоры).

Мощность N на валу компрессора связана с мощностью, затрачиваемой на сжатие газа, зависимостью

$$N = \frac{N_{инд}}{\eta_m} \quad (III. 76)$$

где η_m — механический к. п. д., величина которого обычно составляет 0,88—0,98.

МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

Критерий Рейнольдса для мешалок

$$Re = \frac{nd^2}{\nu} \quad (III. 77)$$

где n — скорость вращения мешалки, об/сек; d — диаметр окружности, описываемой концами лопастей мешалки, м; ν — кинематическая вязкость жидкости, $м^2/сек$.

Рабочую мощность, потребляемую мешалкой, можно определить по уравнению

$$N = cd^5 - 2m n^3 - m_p 1 - m_\mu m \quad (III. 78)$$

где ρ — плотность жидкости, $кг/м^3$; μ — динамическая вязкость жидкости, $н \cdot сек/м^2$; c , m — константы, имеющие определенные численные значения для мешалок различных типов.

Значения c и m для наиболее распространенных типов мешалок приведены в Приложении XVIII, где указаны также отношения $D_{вн}/d$, h_3/d и h_1/d , причем $D_{вн}$ — внутренний диаметр сосуда; h_3 — уровень жидкости в сосуде; h_1 — расстояние между нижней кромкой лопасти и дном сосуда.

Если мешалка, для которой определяют рабочую мощность, не подобна геометрически мешалкам, для которых указаны в литературе значения c и m , то вычисленную с помощью уравнения (III. 78) мощность надо умножить на коэффициент K , определяемый по уравнениям*:

для лопастных мешалок

$$K = \left(\frac{D_{вн}}{3d} \right)^{1,1} \left(\frac{h_3}{D_{вн}} \right)^{0,6} \left(\frac{4h}{d} \right)^{0,3} \quad (III. 79)$$

где h — высота лопасти мешалки

для турбинных мешалок

$$K = \left(\frac{D_{вн}}{3d} \right)^{0,93} \left(\frac{h_3}{D_{вн}} \right)^{0,6} \quad (III. 80)$$

* Приводимые уравнения получены для сосудов без отражательных перегородок. (Прим. ред.)

ПРИМЕРЫ

Пример III. 1. Определить силу давления жидкости плотностью $\rho = 1100 \text{ кг/м}^3$ на трапециевидальную перегородку водослива, расположенную под углом $\alpha = 60^\circ$ к горизонтали (рис. III-2). Длина большего основания трапеции $B = 5 \text{ м}$, а меньшего основания $b = 3 \text{ м}$; высота перегородки $H = 6 \text{ м}$. Давление на поверхность

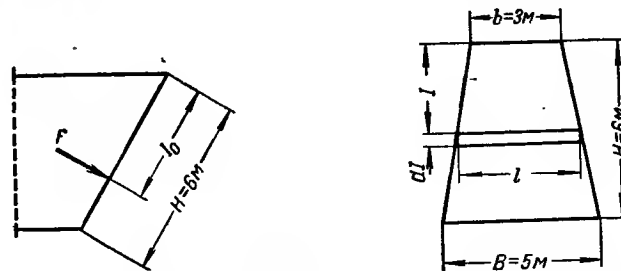


Рис. III-2. Перегородка водослива (к примеру III. 1).

жидкости такое же, что и с наружной стороны перегородки. Найти также точку приложения равнодействующей силы давления (центр давления).

Решение. Силе давления, определяемой по уравнению (III. 2), противодействует сила давления окружающей среды на наружную поверхность перегородки. Следовательно, результирующая сила, действующая на перегородку

$$F = \int_0^S (p_0 + \rho g z) dS - p_0 S = \int_0^S \rho g z dS$$

Заменяем переменную S , выражая ее как функцию высоты трапеции l , отсчитываемой сверху

$$z = l \sin \alpha$$

$$dS = l dl = \left(b + \frac{B-b}{H} l \right) dl$$

После интегрирования получаем

$$F = \int_0^H \rho g l \sin \alpha \left(b + \frac{B-b}{H} l \right) dl = \rho g \sin \alpha \left(\frac{H^2}{2} b + \frac{B-b}{3} H^2 \right) = \rho g \sin \alpha H^3 \frac{2B+b}{6}$$

или после подстановки числовых значений

$$F = 1100 \cdot 9,81 \cdot 0,865 \cdot 6^2 \frac{2 \cdot 5 + 3}{6} = 730 \, 000 \text{ н}$$

Центр давления находим, приравняв сумму моментов элементарных сил $dF = \rho g z dS$ моменту равнодействующей силы гидростатического давления относительно одной и той же точки (выбираем верхнюю точку перегородки).

Сумма моментов элементарных сил

$$\int dM = \int_0^S l dF = \int_0^H \rho g \sin \alpha l^2 \left(b + \frac{B-b}{H} l \right) dl = \rho g \sin \alpha H^3 \frac{3B+b}{12}$$

Момент равнодействующей

$$M = FI_0 = \rho g \sin \alpha H^2 \frac{2B+b}{6} I_0$$

Приравняв оба момента, получим

$$\rho g \sin \alpha H^3 \frac{3B+b}{12} = \rho g \sin \alpha H^2 \frac{2B+b}{6} I_0$$

$$I_0 = \frac{H}{2} \cdot \frac{3B+b}{2B+b} = \frac{6}{2} \cdot \frac{3 \cdot 5 + 3}{2 \cdot 5 + 3} = 4,15 \text{ м}$$

Следовательно, центр давления расположен на расстоянии 4,15 м от верхней кромки перегородки по оси симметрии последней.

Пример III.2. Размеры колокола газгольдера, имеющего цилиндрическую форму (рис. III-3), следующие: диаметр $D = 10 \text{ м}$, высота $H_0 = 6 \text{ м}$, толщина стенки $\delta = 6 \text{ мм}$. Плотность материала, из которого изготовлен газгольдер, $\rho_m = 7900 \text{ кг/м}^3$. В газгольдере находится синтез-газ: плотность газа при нормальных условиях $\rho_r^0 = 0,38 \text{ кг/м}^3$. Минимально допустимый уровень воды по отноше-

нию к нижнему краю колокола $h_{\min} = 50 \text{ мм}$. Температура окружающей среды $t = 20^\circ \text{С}$. Определить максимальную емкость газгольдера, а также максимальное и минимальное давление газов в нем.

Решение. Избыточное давление газа в газгольдере

$$p = \frac{G - G_1 - G_2}{S}$$

где G — вес колокола, причем $G = (\pi D H_0 + \pi D^2/4) \delta \rho_m g$; G_1 — вес объема воды, вытесняемого погруженной частью колокола [$G_1 = \pi D (H_0 - H) = \delta \rho_v g$]; G_2 — выталкивающая сила воздуха, действующая на объем газа в газгольдере [$G_2 = SH(\rho - \rho_r)g$].

В этих выражениях ρ — плотность воздуха; ρ_v — плотность воды; H — высота пространства, занятого газом; $S = \pi D^2/4$ — площадь поперечного сечения газгольдера; ρ_r — плотность газа, равная при рабочих условиях

$$\rho_r = \rho_r^0 \frac{p_0 + p}{p_0} \cdot \frac{273}{273 + t}$$

Подставив все величины, получим:

$$p = \frac{4H_0 + D}{D} \delta \rho_m g - 4 \frac{H_0 - H}{D} \delta \rho_v g - H \left(\rho - \rho_r^0 \frac{p_0 + p}{p_0} \cdot \frac{273}{273 + t} \right) g$$

откуда

$$p = \frac{\frac{4H_0 + D}{D} \delta \rho_m g - 4 \frac{H_0 - H}{D} \delta \rho_v g - H \left(\rho - \rho_r^0 \frac{273}{273 + t} \right) g}{1 - H \rho_r^0 \frac{1}{p_0} \cdot \frac{273}{273 + t} g}$$

Когда газгольдер наполнен газом, то $H_0 - H = h_{\min} = 0,05 \text{ м}$ и избыточное давление в нем

$$p = \frac{\frac{4 \cdot 6 + 10}{10} \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 7900 - 4 \frac{0,05}{10} \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 - (6 - 0,05) \left(1,16 - 0,38 \frac{273}{293} \right) \cdot 9,81}{1 - (6 - 0,05) \cdot 0,38 \frac{273}{293} \cdot \frac{9,81}{1,013 \cdot 10^5}} \cdot 9,81 = \frac{161 - 0,12 - 4,8}{1 - 2,04 \cdot 10^{-4}} \cdot 9,81 = 1540 \text{ н/м}^2 = 0,0152 \text{ ат}$$

В расчете было принято, что плотность воды $\rho_v = 1000 \text{ кг/м}^3$, плотность воздуха $\rho = 1,16 \text{ кг/м}^3$, а атмосферное давление $p_0 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$.

Когда газгольдер близок к опорожнению ($H \rightarrow 0$), избыточное давление p' стремится к значению

$$p' = \left(161 - 4 \frac{6}{10} \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 \right) \cdot 9,81 = 1440 \text{ н/м}^2 = 0,0142 \text{ ат}$$

Максимальная емкость газгольдера

$$Q = V \rho_r = \frac{\pi D^2}{4} (H_0 - h_{\min}) \rho_r^0 \frac{p_0 + p}{p_0} \cdot \frac{273}{273 + t} = \frac{3,14 \cdot 10^2}{4} (6 - 0,05) \cdot 0,38 \frac{1,013 \cdot 10^5 + 1540}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{293} = 167,6 \text{ кг синтез-газа}$$

Пример III.3. Рассчитать вязкость двуокиси серы при 300°С и атмосферном давлении. Вязкость двуокиси серы при 20 и 150°С соответственно равна $1,26 \cdot 10^{-2}$ и $1,86 \cdot 10^{-2} \text{ снз}$, а критическая температура $T_{кр} = 430^\circ \text{К}$ при критическом давлении $P_{кр} = 77,7 \text{ атм}$. Сравнить вычисленное значение с экспериментальным $\mu = 2,46 \times 10^{-2} \text{ снз}$.

Решение. а) Для расчета вязкости применим уравнение (III.7):

$$\mu = 6,3 \cdot 10^{-4} \frac{M^{1/2} P_{кр}^{1/2}}{T_{кр}^{1/2}} \cdot \frac{T_{прив}^{1/2}}{T_{прив} + 0,8}$$

Молекулярный вес SO_2 $M = 64$. Приведенная температура $T_{прив} = (300 + 273)/430 = 1,335$.

Подставив эти данные в исходное уравнение, получим значение вязкости:

$$\mu = 6,3 \cdot 10^{-4} \frac{64^{1/2} 77,7^{1/2}}{430^{1/2}} \cdot \frac{1,335^{1/2}}{1,335 + 0,8} = 2,41 \cdot 10^{-2} \text{ снз}$$

б) Строим график $y = T^{1/2}/\mu$ в зависимости от t (рис. III-4), используя два известных значения μ

$$t_1 = 20^\circ \text{С}; \quad y_1 = \frac{T^{1/2}}{\mu} = \frac{(293)^{1/2}}{1,26 \cdot 10^{-2}} = 3,98 \cdot 10^5$$

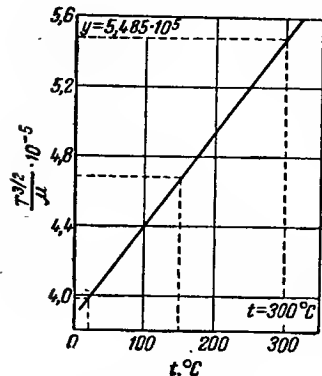
$$t_2 = 150^\circ \text{С}; \quad y_2 = \frac{T^{1/2}}{\mu} = \frac{(423)^{1/2}}{1,86 \cdot 10^{-2}} = 4,68 \cdot 10^5$$

Из рис. III-4 следует, что при 300°С значение $y = 5,485 \cdot 10^5$, поэтому вязкость равна:

$$\mu = \frac{T^{3/2}}{y} = \frac{(573)^{3/2}}{5,485 \cdot 10^5} = 2,49 \cdot 10^{-2} \text{ сПз}$$

То же значение y можно получить, используя уравнение прямой, проходящей через точки t_1, y_1 и t_2, y_2 .

в) Определим вязкость при 300°С, полагая, что известны лишь вязкость μ_1 при 150°С. Воспользуемся для этого уравнением (III. 8):



$$\begin{aligned} \mu &= \mu_1 \left(\frac{T_{\text{прив}}}{T_{\text{прив}, 1}} \right)^{3/2} \cdot \frac{T_{\text{прив}, 1} + 0,8}{T_{\text{прив}} + 0,8} = \\ &= 1,86 \cdot 10^{-2} \left(\frac{573}{423} \right)^{3/2} \cdot \frac{423/430 + 0,8}{573/430 + 0,8} = \\ &= 2,44 \cdot 10^{-2} \text{ сПз} \end{aligned}$$

Таким образом, ошибки при определении вязкости газообразного SO_2 различными методами составляют 2; 1,2 и 0,8% соответственно.

Примечание. В общем случае при использовании метода в и особенно, метода а точность определения вязкости несколько меньше полученной в данном примере.

Рис. III-4. График функции $y = T^{3/2}/\mu$.

Пример III.4. Рассчитать вязкость уксусной кислоты при 40°С. Плотность уксусной кислоты при 40°С равна 1,027 г/см³. Вязкость уксусной кислоты при $t_1 = 20$ и $t_2 = 100$ °С составляет соответственно $\mu_1 = 1,22$ сПз и $\mu_2 = 0,46$ сПз. Сравнить вычисленные значения μ с полученным экспериментально ($\mu = 0,9$ сПз).

Решение. а) Используем уравнение (III. 11):

$$\lg (\lg 10\mu) = K \frac{\rho}{M} - 2,9$$

Молекулярный вес уксусной кислоты 60,06.
Константа K для уксусной кислоты составляет:

$$K = 2I_a(\text{C}) + 4I_a(\text{H}) + 2I_a(\text{O}) + I_c(\text{COOH}) = 2 \cdot 50,2 + 4 \cdot 2,7 + 2 \cdot 29,7 - 7,9 = 162,7$$

Следовательно

$$\lg (\lg 10\mu) = 162,7 \frac{1,027}{60,05} - 2,9 = -0,118 = \bar{1},882$$

откуда

$$\lg 10\mu = 0,762; \quad \mu = \frac{5,78}{10} = 0,578 \text{ сПз}$$

б) Применим уравнение (III. 13), используя в качестве эталонной жидкости воду. Вязкость воды принимает значения $\mu_1 = 1,22$ сПз и $\mu_2 = 0,46$ сПз соответственно при температурах $\theta_1 = 12,5$ и $\theta_2 = 60,7$ °С.

Из соотношения

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K \frac{t_1 - t}{\theta_1 - \theta}$$

определяем температуру θ , при которой вязкость воды равна вязкости уксусной кислоты при 40°С:

$$\theta = \theta_1 + (t - t_1) \frac{\theta_2 - \theta_1}{t_2 - t_1} = 12,5 + (40 - 20) \frac{60,7 - 12,5}{100 - 20} = 24,55^\circ\text{C}$$

При $\theta = 24,55^\circ\text{C}$ вязкость воды $\mu = 0,903$ сПз. Значит, такова же вязкость уксусной кислоты при 40°С.

Сравнение вычисленных значений вязкости с экспериментальным позволяет убедиться в преимуществах метода «б». Однако для его использования должны быть известны два экспериментальных значения вязкости.

Пример III.5. Жидкость из montageю А перекачивают в открытый сосуд В (рис. III-5). Разность уровней $H = 8$ м (измене-

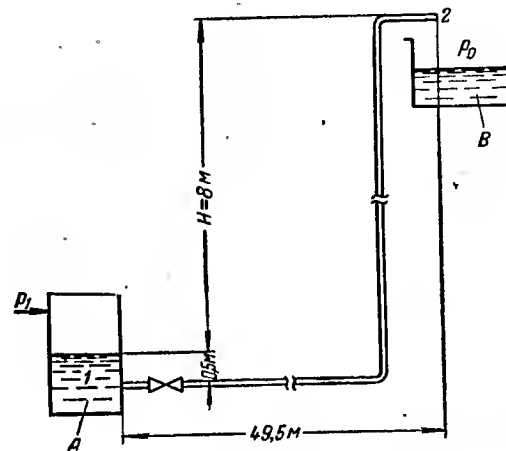


Рис. III-5. Схема к примеру III.5.

нием уровня жидкости в montageю пренебречь). Внутренний диаметр стального трубопровода $d = 21$ мм. Коэффициент сопротивления вентиля ξ принять равным 3,5. Плотность жидкости $\rho = 1100$ кг/м³, а ее вязкость $\mu = 2,5$ сПз. Определить: а) минимальное давление в montageю, обеспечивающее перемещение жидкости; б) какому условию должно удовлетворять это давление, чтобы движение жидкости было ламинарным; в) расход жидкости при давлении в montageю, равном 2,2 ат.

Решение. Запишем уравнение (III. 22) для точек 1 (расположенной внутри montageю) и 2 (расположенной у выхода жидкости), учитывая, что давление на выходе p_2 равно атмосферному давлению p_0 . Тогда

$$g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2}(w_1^2 - w_2^2) + \frac{p_1 - p_0}{\rho} - F = 0$$

В данном случае $z_1 - z_2 = -H$, $w_1 = 0$ (скорость изменения уровня жидкости в montageю можно считать равной нулю) и $F = \sum \xi \frac{w_2^2}{2}$, где w_2 — скорость

жидкости в трубе. Следовательно

$$\frac{p_1 - p_0}{\rho} = gH + (1 + \sum \xi) \frac{w_2^2}{2}$$

Коэффициенты местных сопротивлений *:

вход в трубу (резкое сужение сечения потока при отношении площадей поперечного сечения после и до сужения, практически равно нулю) $\xi = 0,5$;

вентиль $\xi = 3,5$ (задано);

колена нормальные (угол 90°) $\xi = 1,1$;

трение при движении по трубе (длина прямых участков трубы, см рис. III-5)

$$\xi = \lambda \frac{l}{d} = \lambda \frac{49,5 + 8 + 0,5}{0,021}$$

Таким образом

$$\sum \xi = 0,5 + 3,5 + 2 \cdot 1,1 + \lambda \frac{58}{0,021} = 6,2 + \lambda \frac{58}{0,021}$$

и

$$\frac{p_1 - p_0}{\rho} = gH + \left(7,2 + \lambda \frac{58}{0,021} \right) \frac{w_2^2}{2} \quad (A)$$

а) Минимальное давление, обеспечивающее перемещение жидкости, соответствует предельной скорости $w_2 = 0$, откуда

$$p_{1, \text{мин}} = p_0 + \rho gH = 1,013 \cdot 10^5 + 1100 \cdot 9,81 \cdot 8 = 1,878 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2 = 1,91 \text{ ат}$$

б) Определим значение $w_{кр}$, соответствующее переходу от ламинарного течения к турбулентному:

$$Re_{кр} = 2300 = \frac{w_{кр} d}{\nu} = \frac{w_{кр} d \rho}{\mu}$$

откуда

$$w_{кр} = \frac{Re_{кр} \mu}{d \rho} = \frac{2300 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 1100} = 0,249 \text{ м/сек}$$

где $\mu = 2,5 \text{ снз} = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$; $\rho = 1100 \text{ кг/м}^3$; $d = 0,021 \text{ м}$.

Давление в монтажу, соответствующее переходу к турбулентному движению жидкости в трубопроводе

$$p_{1, \text{кр}} = p_0 + \rho gH + \rho \left(7,2 + \lambda \frac{58}{0,021} \right) \frac{w_{кр}^2}{2} =$$

$$= 1,878 \cdot 10^5 + 1100 \left(7,2 + \frac{64}{2300} \cdot \frac{58}{0,021} \right) \frac{0,249^2}{2} = 1,9 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$$

(так как при ламинарном движении $\lambda = 64/Re$, то и для критической точки принято $\lambda = 64/Re_{кр}$).

Следовательно, для обеспечения ламинарного режима должно соблюдаться условие:

$$1,878 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2 < p_1 < 1,9 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$$

в) Для определения скорости движения жидкости при заданных в примере условиях воспользуемся полученным выше уравнением (A) в следующем виде:

$$w_2 = \sqrt{\frac{\left[\frac{(p_1 - p_0)}{\rho} - gH \right] 2}{7,2 + \lambda \frac{58}{0,021}}}$$

Поскольку $p_1 = 2,2 \text{ ат} = 2,229 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2 > p_{1, \text{кр}}$, то движение является турбулентным. Коэффициент трения λ определяем по рис. 2 (Приложение XIX). Для решения пользуемся методом последовательных приближений.

Проба I. Принимаем $\lambda = 0,04$, тогда:

$$w_2 = \sqrt{\frac{2 \left[(2,229 - 1,013) 10^5 / 1100 - 9,81 \cdot 8 \right]}{7,2 + 0,04 \frac{58}{0,021}}} = 0,74 \text{ м/сек}$$

а критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{0,74 \cdot 2,1 \cdot 10^{-2} \cdot 1100}{2,5 \cdot 10^{-3}} = 6850$$

Из рис. 2 при $Re = 6850$ и $e/d = 0,15/21 = 0,00713$ (согласно табл. III-2, выбираем значение $e = 0,15 \text{ мм}$) величина $\lambda = 0,043$.

Проба II. Для $\lambda = 0,043$ имеем $w_2 = 0,715 \text{ м/сек}$, $Re = 6600$. Из рис. 2 имеем $\lambda = 0,043$. Таким образом, скорость $w_2 = 0,715 \text{ м/сек}$. Расход жидкости определяем по уравнению (III. 18):

$$G = \rho S w = 1100 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 0,021^2 \cdot 0,715 = 0,272 \text{ кг/сек}$$

Пример III. 6. Определить потерю давления охлаждающей воды, протекающей через свинцовый змеевик, имеющий 40 витков диаметром $D = 0,5 \text{ м}$. Внутренний диаметр свинцовой трубы $d = 12 \text{ мм}$. Средняя температура охлаждающей воды 20°C , а средняя температура внутренней стенки трубы 40°C . Расход охлаждающей воды $G = 0,1 \text{ кг/сек}$.

Решение. Вычисляем потери давления по формуле (III. 31) с учетом поправочных множителей f и f_1 , соответствующих неизотермическому потоку жидкости в не прямых трубах:

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \cdot \rho f f_1$$

Скорость движения жидкости

$$w = \frac{4G}{\rho \pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,1}{998 \cdot \pi (0,012)^2} = 0,882 \text{ м/сек}$$

(плотность воды при 20°C равна 998 кг/м^3).

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w d}{\nu} = \frac{0,882 \cdot 0,012}{10^{-6}} = 1,06 \cdot 10^4$$

(кинематическая вязкость воды при 20°C $\nu = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$).

Так как движение турбулентное, то коэффициент трения зависит от Re и от относительной шероховатости e/d . По табл. III-2 выбираем $e = 0,025 \text{ мм}$. Из рис. 2 (Приложение XIX) находим при $Re = 1,06 \cdot 10^4$ и $e/d = 0,025/12 = 0,00208$ значение коэффициента трения $\lambda = 0,0335$.

Для определения поправочного множителя f на неизотермичность потока используем уравнение (III. 36):

$$f = \left(\frac{Pr_{ст}}{Pr} \right)^{1/4} = \left(\frac{4,3}{7,06} \right)^{1/4} = 0,85$$

(значении критерия Прайдтля при одинаковой температуре стенки и жидкости составляют $Pr_{ст} = 4,3$ и $Pr = 7,06$).

* См. ссылку на стр. 64.

Поправочный множитель f_1 на искривление потока определяем по уравнению (III. 38):

$$f_1 = 1 + 3,54 \frac{d}{2R} = 1 + 3,54 \frac{0,021}{0,5} = 1,148$$

Общая длина трубы

$$l = \pi D n = \pi \cdot 0,5 \cdot 40 = 62,8 \text{ м}$$

Потери давления

$$\Delta p = 0,0335 \frac{62,8}{0,012} \cdot \frac{0,882^2}{2} \cdot 998 \cdot 0,85 \cdot 1,148 = 6,65 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2 = 0,667 \text{ ат}$$

Пример III. 7. Под каким давлением должен поступать метан в стальной газопровод с внутренним диаметром 130 мм, чтобы можно было обеспечить подачу $G = 1,2 \text{ кг/сек}$ метана на расстояние $l = 30 \text{ км}$? Давление метана на выходе из газопровода должно быть $p_2 = 2,5 \text{ ат}$, температура 20°C .

Решение. Для бесконечно малого участка трубопровода (предполагаемого горизонтальным) уравнение (III. 22) имеет вид

$$\frac{d(w^2)}{2} + \frac{dp}{\rho} + \delta F = 0 \quad (A)$$

[изменение знака при F связано с инверсией членов, содержащих бесконечно малые разности по сравнению с уравнением (III. 22)].

Так как, согласно уравнению (III. 18)

$$w = \frac{4G}{\pi d^2 \rho}$$

то при подстановке вместо плотности обратной ей величины удельного объема v получим:

$$d(w^2) = \left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \cdot 2v dv$$

Подставим это выражение и уравнение (III. 31) в уравнение (A) и после деления обеих частей на v^2 получим:

$$\left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \frac{dv}{v} + \frac{dp}{v} + \frac{\lambda}{2} \left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \frac{dl}{d} = 0 \quad (B)$$

Для интегрирования уравнения (B) необходимо знать зависимость между давлением и удельным объемом, а также между давлением и коэффициентом трения λ . Для идеального газа в изотермических условиях

$$pv = \text{const} = p_2 v_2$$

$$\lambda = \text{const, поскольку } \text{Re} = \frac{wd}{v} = \frac{4G}{\pi d \mu} = \text{const}$$

Подставив предыдущее выражение в уравнение (B), получим

$$\left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \frac{dp}{p} + \frac{p dp}{p_2 v_2} + \frac{\lambda}{2} \left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \frac{dl}{d} = 0$$

Интегрируя это уравнение в пределах $0-l$ по длине и в пределах p_1-p_2 по давлению, будем иметь:

$$\left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \left(\ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{\lambda}{2} \cdot \frac{l}{d} \right) = \frac{p_1^2 - p_2^2}{p_2 v_2} \quad (B)$$

Для определения коэффициента трения λ вычисляем значение Re :

$$\text{Re} = \frac{4G}{\pi d \mu} = \frac{4 \cdot 1,2}{\pi \cdot 0,13 \cdot 1,08 \cdot 10^{-5}} = 1,09 \cdot 10^6$$

Принимаем, согласно табл. III-2, размер выступов шероховатости $e = 0,1 \text{ мм}$, так что $e/d = 0,1/130 = 0,00077$.

Из рис. 2 (Приложение XIX) при $\text{Re} = 1,09 \cdot 10^6$ и $e/d = 0,00077$ находим $\lambda = 0,018$.

Удельный объем метана при $2,5 \text{ ат}$ и 20°C составляет:

$$v_2 = \frac{22,4}{16} \cdot \frac{1,033}{2,5} \cdot \frac{273 + 20}{273} = 0,62 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Подставим числовые значения в уравнение (B):

$$\left(\frac{4 \cdot 1,2}{\pi \cdot 0,13^2} \right)^2 \left(\ln \frac{p_1}{2,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4} + \frac{0,018 \cdot 30 \cdot 1000}{2 \cdot 0,13} \right) = \frac{p_1^2 - (2,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4)^2}{2,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 0,62}$$

Для упрощения решения этого уравнения пренебрегаем членом $\ln p_1/p_2$ по сравнению с членом $\frac{\lambda}{2} \cdot \frac{l}{d}$. Тогда

$$p_1 = \sqrt{(2,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4)^2 + 2,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 0,62 \left(\frac{4 \cdot 1,2}{\pi \cdot 0,13^2} \right)^2 \frac{0,018 \cdot 30 \cdot 1000}{2 \cdot 0,13}} = 1,625 \cdot 10^6 \text{ н/м}^2 = 16,6 \text{ ат}$$

Проверяем ошибку, полученную в результате принятого допущения. Поскольку

$$\ln \frac{p_1}{p_2} = \ln \frac{16,6}{2,5} = 1,89 \ll \frac{\lambda}{2} \cdot \frac{l}{d} = \frac{0,018 \cdot 30 \cdot 1000}{2 \cdot 0,13} = 2075$$

то вычисленное значение начального давления можно считать точным.

Пример III. 8. Определить потери давления в кожухотрубчатом одноходовом теплообменнике (рис. III-6), содержащем 253 трубы длиной 3,5 м и диаметром 25/21 мм. Внутренний диаметр кожуха $D = 600 \text{ мм}$. Трубы расположены по вершинам равностороннего треугольника с шагом 32 мм. Внутренние диаметры входного и выходного штуцеров 140 мм. В межтрубном пространстве установлено 10 перегородок. В трубном пространстве циркулирует водный раствор с плотностью $\rho_p = 1100 \text{ кг/м}^3$ и вязкостью $\mu = 1,2 \text{ сПз}$. Расход раствора $G = 40 \text{ кг/сек}$. В межтрубном пространстве циркулирует вода при средней температуре 40°C . Расход воды $G' = 50 \text{ кг/сек}$.

Решение. Потери давления в трубном пространстве. Объемный расход раствора

$$G_{об} = \frac{G}{\rho_p} = \frac{40}{1100} = 3,64 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{сек}$$

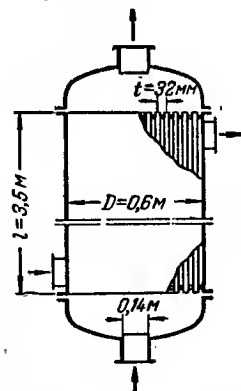


Рис. III-6. Теплообменник (к примеру III. 8).

Площадь сечения штуцера

$$S_1 = \frac{\pi}{4} \cdot 0,14^2 = 1,54 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Скорость жидкости в штуцере

$$w_1 = \frac{G}{S_1} = \frac{3,64 \cdot 10^{-2}}{1,54 \cdot 10^{-2}} = 2,36 \text{ м/сек}$$

Площадь сечения крышки

$$S_2 = \frac{\pi}{4} \cdot 0,6^2 = 0,283 \text{ м}^2$$

Коэффициент сопротивления входа в теплообменник (внезапное расширение) *

$$\xi = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,0154}{0,283}\right)^2 = 0,89$$

Потеря давления на входе в теплообменник

$$\Delta p_1 = \xi \frac{w_1^2}{2} \rho_p = 0,89 \frac{2,36^2}{2} \cdot 1100 = 2,71 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$$

Потери давления в крышке теплообменника пренебрегаем.

Потеря давления на входе в трубку теплообменника, в трубках и на выходе из них вычисляем по уравнению (III. 41)

$$\Delta p_2 = \left(\xi_1 + \lambda \frac{l}{d} + \xi_2\right) \frac{w_2^2}{2} \rho_p$$

Коэффициент сопротивления на входе в трубку ξ принимаем * равным 0,5.

Для определения коэффициента трения вычисляем критерий Рейнольдса.

$$S_3 = 253 \frac{\pi}{4} (2,1 \cdot 10^{-2})^2 = 8,73 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Скорость раствора в трубках

$$w_3 = \frac{G_{об}}{S_3} = \frac{3,64 \cdot 10^{-2}}{8,73 \cdot 10^{-2}} = 0,416 \text{ м/сек}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w_3 d \rho_p}{\mu} = \frac{0,416 \cdot 0,021 \cdot 1100}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 8020$$

Относительная шероховатость

$$\frac{e}{d} = \frac{0,1}{21} = 0,0048$$

(размер выступов шероховатости e принят, согласно табл. III-2, равным 0,1 мм). Из рис. 2 (Приложение XIX) для $Re = 8020$ и $e/d = 0,0048$ находим $\lambda = 0,0385$.

Коэффициент сопротивления на выходе из трубок

$$\xi_2 = \left(1 - \frac{S_3}{S_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{8,73 \cdot 10^{-2}}{0,283}\right)^2 = 0,48$$

* См., например, Идельчик И. Е., Справочник по гидравлическим сопротивлениям. ГЭИ, 1960.

Подставляем найденные значения в уравнение для Δp_2

$$\Delta p_2 = \left(0,5 + 0,0385 \frac{3,5}{0,021} + 0,48\right) \frac{0,416^2}{2} \cdot 1100 = 0,71 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$$

Потеря давления на входе в выходной штуцер

$$\Delta p_3 = \xi \frac{w_1^2}{2} \rho_p = 0,485 \frac{2,36^2}{2} \cdot 1100 = 1,48 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$$

$$\left(\text{при } S_1/S_2 = \frac{1,54 \cdot 10^{-2}}{0,283} = 0,055 \text{ для внезапного сужения } \xi = 0,485^*\right).$$

Общие потери давления

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 = 2,71 \cdot 10^3 + 0,71 \cdot 10^3 + 1,48 \cdot 10^3 = 4,9 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$$

Потери давления в межтрубном пространстве вычисляем по формуле (III. 42). Расстояние между перегородками

$$L = \frac{l}{n+1} = \frac{3,5}{10+1} = 0,318 \text{ м}$$

где n — число перегородок.

Среднее поперечное сечение потока

$$S_{cp} = \frac{DL(t-d)}{t} = \frac{0,6 \cdot 0,318 (0,032 - 0,025)}{0,032} = 4,16 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Средняя скорость движения жидкости

$$w_{cp} = \frac{G'_{об}}{S_{cp}} = \frac{G'}{\rho S_{cp}} = \frac{50}{992 \cdot 4,16 \cdot 10^{-2}} = 1,21 \text{ м/сек}$$

(плотность воды ρ при 40°C равна 992 кг/м^3).

Эквивалентный диаметр (при размещении труб по треугольнику)

$$d_э = \frac{4 \left(0,86t^2 - \frac{\pi d^2}{4}\right)}{\pi d} = \frac{4 \left(0,86 \cdot 0,032^2 - \frac{\pi}{4} \cdot 0,025^2\right)}{\pi \cdot 0,025} = 7,02 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w d_э}{\nu} = \frac{1,21 \cdot 7,02 \cdot 10^{-2}}{0,66 \cdot 10^{-6}} = 1,29 \cdot 10^5$$

(кинематическая вязкость воды при 40°C $\nu = 0,66 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$).

Из рис. 3 (Приложение XIX) находим при $Re = 1,29 \cdot 10^5$ значение коэффициента трения $\lambda' = 0,295$.

Согласно уравнению (III. 42), общие потери давления в межтрубном пространстве

$$\Delta p' = \lambda' \frac{D(n+1)}{d_э} \cdot \frac{w_{cp}^2}{2} \rho = 0,295 \frac{0,6(10+1)}{0,0702} \frac{1,21^2}{2} \cdot 992 = 2,03 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

Пример III. 9. Жидкость вытекает из прямоугольного сосуда 1 в сосуд 2 через круглое отверстие $d = 2 \text{ см}$ (см. рис. III-7). Разность уровней жидкости в начальный момент $H_0 = 2 \text{ м}$. Площади поперечных сечений сосудов $S_1 = 8 \text{ м}^2$, $S_2 = 6 \text{ м}^2$.

* См. ссылку на стр. 80.

Определить время, необходимое для того, чтобы: а) разность уровней H сократилась до 1 м; б) уровни в обеих камерах стали одинаковыми.

Решение. Согласно уравнению (III. 44), расход жидкости через отверстие составляет:

$$G_{об} = C \frac{\pi d^2}{4} \sqrt{2gH} = \frac{dV}{d\tau}$$

где H — разность уровней z_1 и z_2 жидкости в обоих сосудах; V — объем вытекшей жидкости.

Объем перетекающей жидкости связан с изменением уровня соотношениями:

$$dV = -S_1 dz_1 = S_2 dz_2$$

(уровень z_1 убывает, а уровень z_2 возрастает).

Так как

$$H = z_1 - z_2$$

и

$$dH = dz_1 - dz_2$$

то из предыдущих уравнений получаем следующее выражение для изменения объема жидкости:

$$dV = -\frac{S_1 S_2}{S_1 + S_2} dH$$

Подстановка этого выражения в уравнение расхода приводит к дифференциальному уравнению:

$$C \frac{\pi d^2}{4} \sqrt{2gH} = -\frac{S_1 S_2}{S_1 + S_2} \cdot \frac{dH}{d\tau}$$

Разделив переменные и проинтегрировав в пределах от 0 до τ по времени и от H_0 до $H_{кон}$ по разности уровней, получим для времени истечения следующее выражение:

$$\tau = \frac{8 S_1 S_2}{C \pi d^2 (S_1 + S_2) \sqrt{2g}} (\sqrt{H_0} - \sqrt{H_{кон}})$$

а) Время, необходимое для уменьшения разности уровней с 2 до 1 м, составит:

$$\tau = \frac{8 \cdot 8 \cdot 6 (\sqrt{2} - \sqrt{1})}{0,62\pi \cdot 0,02^2 (8 + 6) \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 3260 \text{ сек} = 0,906 \text{ ч}$$

(коэффициент расхода $C = 0,62$).

б) Время, необходимое для того, чтобы уровни стали одинаковыми ($H_{кон} = 0$):

$$\tau' = \tau \frac{\sqrt{2}}{\sqrt{2} - \sqrt{1}} = 3260 \frac{\sqrt{2}}{\sqrt{2} - \sqrt{1}} = 11200 \text{ сек} = 3,11 \text{ ч}$$

Пример III. 10. На экспериментальной установке по изучению пленочного течения жидкости определяли толщину пленки путем взвешивания количества жидкости, стекающей по стенке высотой 2 м и шириной 1,2 м. При работе с дистиллированной водой, имеющей температуру 20°С, и расходе воды $G = 51,8 \text{ кг/ч}$ количество жидкости на стенке составляло $Q = 395 \text{ г}$. Выяснить, находится ли этот результат в согласии с теоретическими данными.

Решение. Линейная плотность орошения

$$\Gamma = \frac{G}{L} = \frac{51,8}{3600 \cdot 1,2} = 0,012 \text{ кг/(м} \cdot \text{сек)}$$

Средняя скорость движения жидкости

$$w = \frac{\Gamma}{\rho \delta}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w \delta}{\nu} = \frac{\Gamma}{\mu} = \frac{0,012}{10^{-3}} = 12$$

(вязкость воды при 20°С равна 1 сПз, или $10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$).

Для установления характера движения жидкости надо сравнить полученное значение $Re = 12$ со значением $Re_{кр}$, вычисленным по уравнению (III. 45):

$$Re_{кр} = 2,4 \left(\frac{\sigma^3}{g \rho^3 \nu^4} \right)^{1/11} = 2,4 \left[\frac{(7,26 \cdot 10^{-2})^3}{9,81 \cdot 1000^3 (10^{-6})^4} \right]^{1/11} = 22$$

(поверхностное натяжение воды $\sigma = 72,6 \text{ дин/см} = 72,6 \cdot 10^{-5}/10^{-2} \text{ н/м}$; ее плотность $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$, кинематическая вязкость $\nu = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$).

Поскольку $Re < Re_{кр}$, движение является ламинарным, и толщина пленки δ определяется по уравнению (III. 47):

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{3\mu} \delta^3$$

откуда

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{1,2 \cdot 10^{-2} \cdot 3 \cdot 10^{-3}}{9,81 \cdot 1000^2}} = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ м}$$

При такой толщине пленки количество воды, удерживаемой на стенке, составляет:

$$Q' = S \delta \rho = 1,2 \cdot 2 \cdot 1,54 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0,369 \text{ кг}$$

Сравнивая опытное значение $Q = 0,395 \text{ кг}$ с вычисленным $Q' = 0,369 \text{ кг}$, можно заключить, что согласие между экспериментальными данными и теорией является удовлетворительным (относительная ошибка $\sim 7\%$).

Пример III. 11. По горизонтальному трубопроводу с внутренним диаметром $d_{вн} = 54 \text{ мм}$ перекачивают масло на расстоянии 500 м ($G = 12800 \text{ кг/ч}$). Вследствие большой вязкости масла было решено нагревать его перед перекачиванием.

Определить температуру масла, необходимую для того, чтобы его можно было перекачивать насосом мощностью 3,68 кВт, имеющим полный к. п. д. $\eta = 0,6$. Теплоизоляцию трубопровода считать идеальной, а движение жидкости — изотермическим.

Зависимости вязкости μ и плотности ρ масла от температуры даны ниже:

| Температура $t, ^\circ\text{C}$ | Вязкость $\mu, \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$ | Плотность $\rho, \text{ кг/м}^3$ | Температура $t, ^\circ\text{C}$ | Вязкость $\mu, \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$ | Плотность $\rho, \text{ кг/м}^3$ |
|---------------------------------|--|----------------------------------|---------------------------------|--|----------------------------------|
| 20 | 0,140 | 850 | 60 | 0,042 | 820 |
| 30 | 0,100 | 840 | 70 | 0,032 | 820 |
| 40 | 0,075 | 830 | 80 | 0,025 | 810 |
| 50 | 0,055 | 830 | | | |

Решение. Считая, что резервуар на линии всасывания находится на одном уровне с резервуаром на линии нагнетания, получаем, согласно

уравнению (III. 22):

$$W = F = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} = \frac{\Delta p}{\rho}$$

Величина W представляет собой энергию, сообщаемую насосом единице массы перекачиваемой жидкости, а мощность, потребляемая насосом, определяется уравнением (III. 67):

$$N = \frac{WG}{\eta} = \frac{\Delta p G}{\rho \eta} \quad (A)$$

Для определения потери давления Δp надо найти коэффициент трения λ , который зависит от критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{4Gd}{\pi d^2 \mu} = \frac{4 \cdot \frac{12800}{3600}}{\pi \cdot 0,054 \mu} = \frac{836}{\mu}$$

Подставив значения вязкости, соответствующие различным температурам, получим значения Re , приведенные в табл. III-4.

Таблица III-4. Значение Re при различных температурах

| Температура $t, ^\circ C$ | Re | λ | $\Delta p \cdot 10^{-5}, \text{ н/м}^2$ | $N, \text{ вт}$ | Температура $t, ^\circ C$ | Re | λ | $\Delta p \cdot 10^{-5}, \text{ н/м}^2$ | $N, \text{ вт}$ |
|---------------------------|------|-----------|---|-----------------|---------------------------|------|-----------|---|-----------------|
| 20 | 600 | 0,107 | 14 | 9780 | 60 | 2000 | 0,032 | 4,4 | 3160 |
| 30 | 840 | 0,076 | 10 | 7060 | 70 | 2630 | 0,045 | 6,2 | 4500 |
| 40 | 1120 | 0,057 | 7,7 | 5500 | 80 | 3360 | 0,042 | 5,9 | 4250 |
| 50 | 1530 | 0,042 | 5,7 | 4080 | | | | | |

Как видно из этой таблицы, до температуры $60^\circ C$ течение является ламинарным и для определения коэффициента трения λ можно использовать уравнение $\lambda = 64/Re$. Для более высоких температур применимо уравнение Блазиуса (III. 32) $\lambda = 0,3164/Re^{0,25}$.

Полученные значения коэффициента трения также помещены в табл. III-4.

Для определения потерь давления используем уравнение (III. 31):

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \cdot \rho = \lambda \frac{l}{2d} \left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \cdot \frac{1}{\rho} =$$

$$= \frac{500}{2 \cdot 0,054} \left(\frac{4 \cdot \frac{12800}{3600}}{\pi \cdot 0,054^2} \right)^2 \cdot \frac{\lambda}{\rho} = 1,115 \cdot 10^{10} \frac{\lambda}{\rho}$$

Значения Δp при разных температурах также сводим в табл. III-4 и затем подставляем их в уравнение (A) для определения потребляемой мощности

$$N = \frac{\Delta p \cdot \frac{12800}{3600}}{0,6} = 5,93 \frac{\Delta p}{\rho}$$

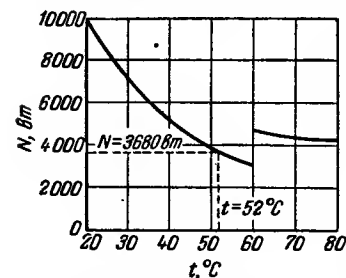


Рис. III-8. Зависимость потребляемой мощности N от температуры масла t .

Построив график (рис. III-8) зависимости потребляемой мощности от температуры, получаем необходимое значение температуры нагревания масла $t = 52^\circ C$. Из этого же графика видно, что температура нагревания не должна быть выше $60^\circ C$.

Пример III. 12. Воду в количестве 50 м^3 перекачивают из открытого сосуда в сосуд, находящийся под давлением $1,5 \text{ ат}$ и расположенный на высоте 15 м . Диаметр трубопровода $d_{\text{вн}} = 58 \text{ мм}$, а его длина $l = 120 \text{ м}$. Длина, эквивалентная местным сопротивлениям, соответствует 350 диаметрам трубопровода.

Определить время, необходимое для перекачивания, если используется центробежный насос с характеристикой (зависимостью напора от производительности при $n = \text{const}$), представленной ниже:

Объемная производительность

| | | | | | | |
|--|------|------|------|------|------|------|
| $G_{\text{об}} \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{сек}$ | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| Напор $H, \text{ м}$ | 36,0 | 34,6 | 32,2 | 28,8 | 24,0 | 15,6 |

Определить также мощность, потребляемую насосом, если его полный к. п. д. $\eta = 0,55$. Коэффициент трения принять $\lambda = 0,03$.

Решение. Согласно уравнениям (III. 68), (III. 22) и (III. 40), напор насоса

$$H = \frac{W}{g} = z_2 - z_1 + \frac{1}{2} \cdot \frac{w^2}{g} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \lambda \frac{l + \sum n d_{\text{вн}}}{d_{\text{вн}}} \cdot \frac{w^2}{2g}$$

Поскольку

$$z_2 - z_1 = 15 \text{ м}; \quad p_2 - p_1 = 1,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4 - 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 = 0,467 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

и

$$\rho \approx 1000 \text{ кг/м}^3$$

то

$$H = 15 + 4,67 + \left(1 + 0,03 \frac{120 + 350 \cdot 0,058}{0,058} \right) \frac{w^2}{2 \cdot 9,81} = 19,67 + 3,73 w^2$$

Скорость воды в трубопроводе

$$w = \frac{G_{\text{об}}}{S} = \frac{4G_{\text{об}}}{\pi d^2} = \frac{4}{\pi \cdot 0,058^2} \cdot G_{\text{об}} = 377 G_{\text{об}}$$

Напор насоса определяем следующим образом:

$$H = 19,67 + 3,73 (377 G_{\text{об}})^2 = 19,67 + 5,3 \cdot 10^5 G_{\text{об}}^2$$

(производительность здесь выражена в $\text{м}^3/\text{сек}$).

Построив характеристику трубопровода (сети) и характеристику насоса в функции от расхода (рис. III-9), получаем в точке пересечения обеих кривых значения производительности $G_{\text{об}} = 4,07 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{сек}$ и напора $H = 28,4 \text{ м}$.

Следовательно, время, необходимое для перекачивания

$$\tau = \frac{V}{G_{\text{об}}} = \frac{50}{4,07 \cdot 10^{-3}} = 12280 \text{ сек} = 3,41 \text{ ч}$$

а потребляемая мощность

$$N = \frac{G_{\text{об}} W}{\eta} = \frac{\rho G_{\text{об}} H g}{\eta} = \frac{1000 \cdot 4,07 \cdot 10^{-3} \cdot 28,4 \cdot 9,81}{0,55} = 2060 \text{ вт}$$

Пример III. 13. Определить максимальную высоту по отношению к питающей емкости, на которой можно установить насос, перекачивающий воду ($G = 2 \text{ кг/сек}$) при температуре $60^\circ C$, внутреннем диаметре всасывающего трубопровода, равном 38 мм , и

длине 15 м. Сумма коэффициентов местных сопротивлений $\Sigma \xi = 3,5$, а относительная шероховатость стенки трубы $e/d = 0,003$.

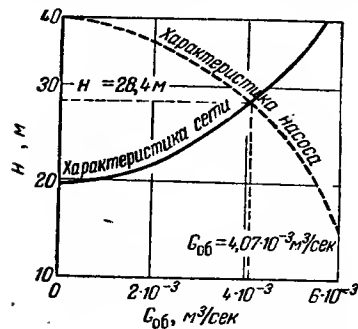


Рис. III-9. Совмещенные характеристики насоса и трубопровода (сети).

Физические параметры воды при рабочей температуре (60° C):

Давление насыщенных паров p'_2 , ат 0,2031
Плотность ρ , кг/м³ 983
Кинематическая вязкость ν , м²/сек $0,479 \cdot 10^{-6}$

Скорость воды

$$w_2 = \frac{4G}{\pi d^2 \rho} = \frac{4 \cdot 2}{\pi \cdot 0,038^2 \cdot 983} = 1,79 \text{ м/сек}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{1,79 \cdot 0,038}{0,479 \cdot 10^{-6}} = 1,42 \cdot 10^5$$

При $Re = 1,42 \cdot 10^5$ и $e/d = 0,003$ коэффициент трения, согласно рис. 2 (Приложение XIX), λ равен 0,027.

Подставив числовые значения в полученное выше уравнение для z , найдем максимальную высоту всасывания:

$$z_{\max} = \frac{(1,033 - 0,2031) \cdot 9,81 \cdot 10^4}{983 \cdot 9,81} - \left(1 + 0,027 \frac{15}{0,038} + 3,5\right) \frac{1,79^2}{2 \cdot 9,81} = 6 \text{ м}$$

Пример III. 14. Сферические частицы катализатора диаметром $d = 4,42$ мм и плотностью $\rho_{\text{ТВ}} = 1600$ кг/м³ подвергаются псевдооживлению водой с температурой 21° C в колонне диаметром $D = 0,3$ м. Количество катализатора в слое $M = 100$ кг; порозность неподвижного слоя $\epsilon_n = 0,37$.

Определить: а) минимальную скорость псевдооживления; б) высоту псевдооживленного слоя при расходе воды $G = 7,3$ кг/сек; в) потери давления в псевдооживленном слое при указанном расходе воды.

Решение. Минимальную скорость псевдооживления определяем по уравнению (III. 51):

$$w_{\text{пс}} = 9,35 \cdot 10^{-3} \frac{d^{1,82}}{\nu^{0,88}} \left(\frac{\rho_{\text{ТВ}} - \rho}{\rho} \right)^{0,94} = 9,35 \cdot 10^{-3} \frac{(4,42 \cdot 10^{-3})^{1,82}}{(0,98 \cdot 10^{-3})^{0,88}} \left(\frac{1600 - 1000}{1000} \right)^{0,94} = 5,87 \cdot 10^{-2} \text{ м/сек}$$

(кинематическая вязкость воды $\nu = 98 \cdot 10^{-6}$ м²/сек).

Критерий Рейнольдса, соответствующий началу псевдооживления

$$Re_{\text{пс}} = \frac{w_{\text{пс}} d}{\nu} = \frac{5,87 \cdot 10^{-2} \cdot 4,42 \cdot 10^{-3}}{0,98 \cdot 10^{-3}} = 265$$

В данном случае $Re_{\text{пс}}$ больше 10, поэтому умножаем полученные величины на коэффициент $K = 1,775 Re_{\text{пс}}^{-0,272} = 1,775 (265)^{-0,272} = 0,38$.

Соответственно фактические значения скорости и критерия Рейнольдса равны:

$$w_{\text{пс}} = 5,87 \cdot 10^{-2} \cdot 0,38 = 2,22 \cdot 10^{-2} \text{ м/сек}$$

$$Re_{\text{пс}} = 265 \cdot 0,38 = 100,8$$

Высота слоя зависит от его порозности. Для вычисления высоты слоя используем уравнение (III. 55):

$$\frac{w}{w_y} = \epsilon^n$$

Чтобы не вычислять скорость уноса w_y , перепишем уравнение следующим образом:

$$\frac{w}{w_{\text{пс}}} = \frac{\epsilon^n}{\epsilon_n^{n/n}}$$

где показатели n и n_n зависят от соответствующих значений Re .

Так как $Re = 100,8$, показатель n_n вычисляем по уравнению (III. 60):

$$n_n = \left(4,35 + 18 \frac{d}{D} \right) Re^{-0,1} = \left(4,35 + 18 \frac{4,42}{300} \right) \cdot (100,8)^{-0,1} = 2,93$$

Рабочая скорость псевдооживления

$$w = \frac{4G}{\pi D^2 \rho} = \frac{4 \cdot 7,3}{\pi \cdot 0,3^2 \cdot 1000} = 0,1035 \text{ м/сек}$$

откуда рабочее значение критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{0,1035 \cdot 4,42 \cdot 10^{-3}}{0,98 \cdot 10^{-6}} = 465$$

Поэтому для определения показателя степени n используем уравнение (III. 61)

$$n = 4,45 Re^{-0,1} = 4,45 \cdot 465^{-0,1} = 2,42$$

Находим порозность слоя:

$$\epsilon = \epsilon_n^{n/n} \left(\frac{w}{w_{\text{пс}}} \right)^{1/n} = 0,37^{2,93/2,42} \left(\frac{0,1035}{0,0222} \right)^{1/2,42} = 0,567$$

Высота псевдоожженного слоя в зависимости от количества (M , кг) катализатора определяется из выражения:

$$z = \frac{4M}{\pi D^2 \rho_{\text{тв}} (1 - \varepsilon)} = \frac{4 \cdot 100}{\pi (0,3)^2 \cdot 1600 (1 - 0,567)} = 2,04 \text{ м}$$

Потери давления в псевдоожженном слое определяем по уравнению (III. 65):

$$\Delta p = [\varepsilon \rho + (1 - \varepsilon) \cdot \rho] g z = [0,567 \cdot 1000 + (1 - 0,567) \cdot 1600] 9,81 \cdot 2,04 = 2,54 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2 = 0,258 \text{ ат}$$

Пример III. 15. Метан в количестве $G = 1,5 \text{ кг/сек}$ подвергают сжатию от атмосферного давления до $3,5 \text{ атм.}$ Определить изотермический и адиабатический к. п. д. компрессора, если известно, что потребляемая мощность $N = 430 \text{ кВт}$, а механический к. п. д. компрессора $\eta_m = 0,91$. Показатель адиабаты для метана $k = 1,31$. Определить также показатель политропы реального процесса сжатия, если известно, что температура метана на выходе из компрессора равна $t_k = 80^\circ \text{С}$, а температура на входе $t_0 = 20^\circ \text{С}$. Плотность метана при нормальных условиях $\rho_0 = 0,717 \text{ кг/м}^3$.

Решение. Начальный объемный расход метана

$$G_{\text{об}, 0} = \frac{G}{\rho_0} \cdot \frac{T}{273} = \frac{1,5}{0,717} \cdot \frac{293}{273} = 2,25 \text{ м}^3/\text{сек}$$

По уравнению (III. 70) теоретическая мощность, необходимая для изотермического сжатия

$$N_{\text{из}} = p_0 G_{\text{об}, 0} \ln \frac{p_k}{p_0} = 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 2,25 \ln \frac{3,5}{1} = 2,86 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

$$(p_0 = 1 \text{ атм} = 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2)$$

По уравнению (III. 71) теоретическая мощность, необходимая для адиабатического сжатия

$$N_{\text{ад}} = p_0 G_{\text{об}, 0} \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_k}{p_0} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] =$$

$$= 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 2,25 \frac{1,31}{1,31-1} \left(3,5^{\frac{1,31-1}{1,31}} - 1 \right) = 3,38 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

По уравнению (III. 76) индикаторная мощность

$$\dot{N}_{\text{инд}} = N_{\eta_m} = 430 \cdot 0,91 = 391 \text{ кВт} = 3,91 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

Изотермический и адиабатический к. п. д., согласно уравнениям (III. 75) и (III. 75а), составляют:

$$\eta_{\text{из}} = \frac{N_{\text{из}}}{N_{\text{инд}}} = \frac{2,86 \cdot 10^5}{3,91 \cdot 10^5} = 0,732$$

$$\eta_{\text{ад}} = \frac{N_{\text{ад}}}{N_{\text{инд}}} = \frac{3,38 \cdot 10^5}{3,91 \cdot 10^5} = 0,865$$

Для определения показателя политропы воспользуемся уравнением

$$\frac{T_k}{T_0} = \left(\frac{p_k}{p_0} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

из которого после логарифмирования получим:

$$\frac{n-1}{n} = \frac{\lg \frac{T_k}{T_0}}{\lg \frac{p_k}{p_0}} = \frac{\lg \frac{273+80}{273+20}}{\lg \frac{3,5}{1}} = 0,149$$

откуда

$$n = \frac{1}{1 - 0,149} = 1,175$$

Пример III. 16. Воздух при температуре $t_0 = 20^\circ \text{С}$ сжимают от атмосферного давления до 110 ат. Расход воздуха $0,5 \text{ кг/сек.}$ Определить число ступеней сжатия и теоретическую мощность, необходимую для сжатия, если известно, что после каждой ступени воздух охлаждается до 35°С . Сжатие — политропическое, причем показатель политропы $n = 1,3$. Сопоставить мощность, необходимую для многоступенчатого сжатия, с мощностью, соответствующей одноступенчатому изотермическому и политропическому сжатию.

Решение. Число ступеней сжатия находим по уравнению (III. 74):

$$z^m = \frac{p_k}{p_0}$$

Приняв степень сжатия на каждой ступени $z = 3$, получим:

$$m = \frac{\lg \frac{p_k}{p_0}}{\lg z} = \frac{\lg \frac{110}{1,033}}{\lg 3} = 4,26$$

Принимаем целое число ступеней $m = 4$, откуда степень сжатия

$$z = \left(\frac{p_k}{p_0} \right)^{1/m} = \left(\frac{110}{1,033} \right)^{1/4} = 3,22$$

Объемная производительность при нормальных условиях зависит от температуры на входе в соответствующую ступень сжатия:

$$G_{\text{об}, 0} = \frac{G}{\rho_0} \cdot \frac{273+t}{273} = \frac{0,5}{1,293} \cdot \frac{273+t}{273} = 0,387 \frac{273+t}{273} \text{ м}^3/\text{сек}$$

Согласно уравнению (III. 71), мощность, потребляемая в первой ступени

$$N_1 = p_0 G_{\text{об}, 0} \frac{n}{n-1} \left(z^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) =$$

$$= 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 0,387 \frac{273+20}{273} \cdot \frac{1,3}{1,3-1} \left(3,22^{\frac{1,3-1}{1,3}} - 1 \right) = 5,65 \cdot 10^4 \text{ вт}$$

Мощность, потребляемая на сжатие в остальных ступенях, можно определить по формуле (III. 73б), так как температура воздуха на входе во всех трех последующих ступенях одинакова:

$$N_{2-4} = 3 p_0 G'_{\text{об}, 0} \frac{n}{n-1} \left(z^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) = 3 N_1 \frac{273+35}{273+20} = 17,82 \cdot 10^4 \text{ вт}$$

$$\left(G'_{\text{об}, 0} = G_{\text{об}, 0} \frac{273+35}{273+20} \right)$$

Общая мощность

$$N = N_1 + N_{2-4} = (5,65 + 17,82) \cdot 10^4 = 2,35 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

По уравнению (III. 70) мощность одноступенчатого изотермического сжатия

$$N_{из} = p_0 G_{об.о} \ln \frac{p_k}{p_0} = 1,093 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 0,387 \frac{273 + 20}{273} \ln \frac{110}{1,033} = 1,96 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

Таким образом, мощность многоступенчатого политропического сжатия на

$$\frac{2,35 - 1,96}{1,96} \cdot 100 = 19,9\%$$

больше мощности одноступенчатого изотермического сжатия.

Мощность одноступенчатого политропического сжатия находим по уравнению (III. 71):

$$N_n = p_0 G_{об.о} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{p_k}{p_0} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] =$$

$$= 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 0,387 \frac{293}{273} \cdot \frac{1,3}{1,3-1} \left[\left(\frac{110}{1,033} \right)^{\frac{1,3-1}{1,3}} - 1 \right] = 3,54 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

Значит, при четырехступенчатом сжатии затрачиваемая мощность уменьшается на

$$\frac{3,54 - 2,35}{3,54} \cdot 100 = 33,6\%$$

по сравнению с мощностью одноступенчатого политропического сжатия.

Пример III. 17. Определить рабочую мощность мешалки и мощность электродвигателя, приводящего во вращение мешалку, при механическом перемешивании суспензий. Внутренний диаметр сосуда и высота жидкости в нем составляют: $D_{вн} = 1,4 \text{ м}$ и $h_3 = 1,7 \text{ м}$. Мешалка пропеллерного типа имеет две лопасти длиной по $l = 0,2 \text{ м}$ каждая, скорость вращения 400 об/мин . Суспензия содержит 20 вес. % твердых частиц плотностью $\rho_{тв} = 2800 \text{ кг/м}^3$. Плотность и вязкость сплошной фазы составляют: $\rho_0 = 1600 \text{ кг/м}^3$ и $\mu_0 = 2,4 \text{ сПз}$.

Решение. Рабочую мощность определяем по уравнению (III. 78):

$$N = c d^{5-2m} n^3 m^{1-m} \mu^m$$

Диаметр окружности, описываемой лопастями

$$d = 2l = 2 \cdot 0,2 = 0,4 \text{ м}$$

Скорость вращения мешалки

$$n = 400 \text{ об/мин} = 6,66 \text{ об/сек}$$

Плотность суспензий

$$\rho = 0,2 \rho_{тв} + (1 - 0,2) \cdot \rho_0 = 0,2 \cdot 2800 + 0,8 \cdot 1600 = 1408 \text{ кг/м}^3$$

Объемное отношение фаз (твердое тело : жидкость)

$$\psi = \frac{0,2/2800}{0,8/1600} = 0,0947$$

Вязкость суспензии, согласно уравнению (III. 16), составляет:

$$\mu = \mu_0 (1 + 2,5\psi) = 2,4 (1 + 2,5 \cdot 0,0947) = 2,96 \text{ сПз} = 2,96 \cdot 10^{-3} \text{ н.сек/м}^2$$

Для пропеллерных мешалок, согласно Приложению XVIII, постоянные c и m соответственно равны: $c = 0,985$ и $m = 0,15$.

Вследствие того, что коэффициенты геометрического подобия не соответствуют указанным в Приложении XVIII, надо ввести в уравнение (III. 78) поправочный множитель, определяемый по формуле (III. 80):

$$K = \left(\frac{D_{вн}}{3d} \right)^{0,93} \left(\frac{h_3}{D_{вн}} \right)^{0,6} = \left(\frac{1,4}{3 \cdot 0,4} \right)^{0,93} \left(\frac{1,7}{1,4} \right)^{0,6} = 1,29$$

Подставив числовые значения в исходное уравнение, получим величину рабочей мощности

$$N = 1,29 \cdot 0,985 (0,4)^{4,7} \cdot (6,66)^{2,85} \cdot (1408)^{0,85} (2,96 \cdot 10^{-3})^{0,16} = 744 \text{ вт}$$

Мощность двигателя $N_{дв}$ мешалки должна быть больше величины N из-за потерь в салынке и приводе. Принимая общий механический к. п. д. $\eta_m = 0,7$, получим:

$$N_{дв} = \frac{N}{\eta_m} = \frac{744}{0,7} = 1065 \text{ вт} = 1,1 \text{ кВт}$$

ЗАДАЧИ

Задача III. 1. В колонне (рис. III. 10) находится вода (плотность $\rho_1 = 1000 \text{ кг/м}^3$) и органическая жидкость, не смешивающаяся с водой (плотность $\rho_2 = 900 \text{ кг/м}^3$). Общая высота столба жидкости $H = 2,7 \text{ м}$. Давление на поверхности жидкости $p_0 = 1,8 \text{ атм}$. Определить высоту слоя органической жидкости, если разность уровней открытого ртутного манометра, установленного в нижней части колонны, $\Delta h = 0,79 \text{ м}$. Плотность ртути $\rho = 13600 \text{ кг/м}^3$.

Задача III. 2. Определить вязкость газообразного пропана при 300°С и сравнить значения, полученные по уравнениям (III. 7) и (III. 8), с экспериментальным ($\mu = 0,0144 \text{ сПз}$).

Вязкость пропана при 20°С $\mu_{20} = 0,0080 \text{ сПз}$, критическая температура $t_{кр} = 95,6^\circ \text{С}$, а критическое давление $p_{кр} = 43 \text{ атм}$.

Задача III. 3. Определить вязкость толуола при 60°С . Плотность толуола при этой температуре $\rho = 0,82 \text{ г/см}^3$, вязкость толуола при $t_1 = 20^\circ \text{С}$ и $t_2 = 140^\circ \text{С}$ соответственно равна $\mu_1 = 0,586 \text{ сПз}$ и $\mu_2 = 0,199 \text{ сПз}$. Сравнить значения, полученные по уравнениям (III. 11) и (III. 13), с экспериментальными данными ($\mu = 0,381 \text{ сПз}$).

Задача III. 4. Профиль скоростей при ламинарном течении жидкости между двумя параллельными пластинами выражается

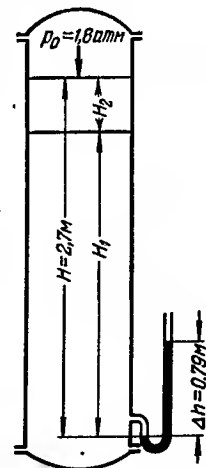


Рис. III-10. Схема колонны (к задаче III. 1).

уравнением

$$\dot{w} = -\frac{1}{\mu} \frac{dp}{dl} \left(\frac{1}{4} h^2 - y^2 \right)$$

где \dot{w} — локальная скорость; dp/dl — градиент давления в направлении течения; h — расстояние между пластинами; y — расстояние от плоскости симметрии.

Определить максимальную и среднюю скорость при течении жидкости вязкостью $\mu = 2$ снз между пластинами шириной $b = 3$ м, расположенными на расстоянии $h = 3$ см одна от другой. Общий расход жидкости $G_{об} = 20$ м³/ч. Найти также значение градиента давления.

Задача III. 5. Вода вытекает из резервуара через штуцер. Определить скорость ее истечения при давлении в резервуаре $p = 6$ ат. Трением пренебречь. Плотность воды принять $\rho = 1000$ кг/м³.

Задача III. 6. Серная кислота ($\rho = 1840$ кг/м³, $\mu = 25$ снз) в количестве $G = 4540$ кг/ч перекачивается по трубопроводу длиной 30 м и внутренним диаметром 25,4 мм в резервуар, расположенный на высоте 13 м. Определить давление жидкости перед входом в трубопровод. Средний размер выступов шероховатости принять $e = 0,05$ мм.

Задача III. 7. Разность уровней жидкости в открытых манометрах трубы Вентури (рис. III-11) $z = 0,5$ м. Определить объемный расход жидкости. Манометрическая жидкость та же, что и в трубе. Диаметр трубопровода (перед сужением) $D = 0,2$ м, а диаметр сужения $d = 0,1$ м. Трением пренебречь.

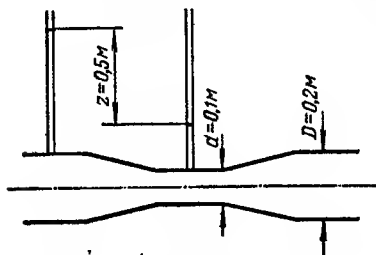


Рис. III-11. Труба Вентури (к задаче III. 7).

рез три параллельных трубопровода, имеющих следующие длины и диаметры (в м): $l_1 = 2500$, $d_1 = 0,1$; $l_2 = 1500$, $d_2 = 0,08$; $l_3 = 1500$, $d_3 = 0,054$. Определить общий объемный расход жидкости, а также дополнительную разность уровней, которая была бы необходима для обеспечения удвоенного расхода. Значение коэффициента трения λ принять равным 0,03.

Задача III. 9. Под действием разности уровней нефтепродукт из резервуаров А и В (рис. III-12) вытекает в резервуар С через два трубопровода длиной 1500 м и диаметром 0,3 м каждый, которые соединяются в точке D в один трубопровод длиной 1000 м и диаметром 0,45 м. Начальные разности уровней резервуаров А и В относительно резервуара С составляют соответственно 16 и 10 м. Определить начальный расход жидкости, поступающей в

резервуар С. Всеми потерями напора, кроме потерь на трение в трубопроводах, пренебречь. В первом приближении коэффициент трения принять равным $\lambda = 0,015$ (с последующей проверкой). Плотность жидкости $\rho = 870$ кг/м³, вязкость $\mu = 0,7$ снз, размер выступов шероховатости $e = 0,05$ мм.

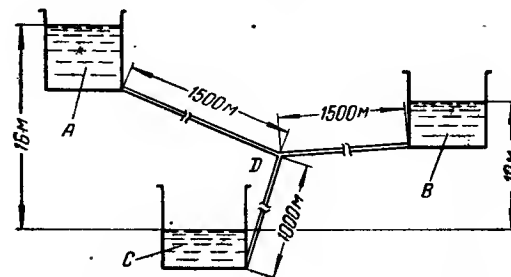


Рис. III-12. Схема движения жидкостей (к задаче III. 9).

Задача III. 10. Через трубопровод диаметром 0,15 м, находящийся под вакуумом, откачивается воздух температурой 20°С. Определить расход воздуха, если известно, что на расстоянии 30 м давление падает от 10 до 1 мм рт. ст. Вязкость воздуха при 20°С $\mu = 0,018$ снз. Относительная шероховатость труб $e/d = 0,002$.

Задача III. 11. Воду в количестве 2,25 м³ при 36°С перекачивают по трубопроводу диаметром 38 мм. Линия состоит из горизонтального участка трубы длиной 150 м и вертикального участка длиной 10 м. На линии имеются вентили, общая эквивалентная длина которых равна 200 диаметрам, а также отводы и фитинги, которым соответствует общая эквивалентная длина, равная 60 диаметрам трубы. В линию включен также теплообменник; потеря давления в нем составляет 15 000 н/м². Определить мощность, потребляемую насосом, если полный к. п. д. насоса $\eta = 0,6$. Относительная шероховатость стенок трубопровода $e/d = 0,005$, а вязкость воды $\mu = 0,65$ снз.

Задача III. 12. В межтрубном пространстве теплообменника циркулирует воздух ($G = 5$ кг/сек) при средней температуре $t_{ср} = 40°$ С. Теплообменник имеет 673 трубки наружным диаметром 38 мм и длиной 2 м, расположенные по вершинам равностороннего треугольника (с шагом $t = 48$ мм). Средняя температура стенок трубок $t_{ст} = 110°$ С. Внутренний диаметр кожуха $D_{вн} = 1,4$ м, а диаметр входного и выходного штуцеров $d_0 = 0,4$ м. В межтрубном пространстве на равном расстоянии одна от другой установлены три сегментные перегородки. Определить потерю давления воздуха при проходе через теплообменник.

Указание. Потерю давления определить по уравнению (III. 42) и внести поправку на неизоэнтермичность потока.

Задача III. 13. Имеется кожухотрубчатый теплообменник с 757 трубами диаметром 25/21 мм и длиной 2,5 м. Диаметр кожуха $D_{\text{вн}} = 1$ м, а шаг трубной решетки (расстояние между осями двух соседних труб) $t = 32$ мм. Трубы расположены по вершинам равностороннего треугольника. В межтрубном пространстве установлены сегментные перегородки, находящиеся на расстоянии 0,25 м одна от другой. Диаметр входных штуцеров $d_0 = 0,14$ м. В межтрубном пространстве циркулирует вода ($G = 15$ кг/сек) при средней температуре 60°С. В трубном пространстве циркулирует раствор ($G' = 8$ кг/сек), плотность которого $\rho = 1100$ кг/м³, вязкость $\mu = 3,2$ спз. Определить потери давления в трубном и межтрубном пространствах теплообменника.

Задача III. 14. Вода из цилиндрического резервуара диаметром $D = 5$ м вытекает через трубу диаметром 0,2 м и длиной 100 м. Начальный уровень воды в резервуаре расположен на 3 м выше трубы. Определить время, необходимое для понижения уровня на 0,3 м. Вязкость воды $\mu = 1$ спз, плотность $\rho = 1000$ кг/м³.

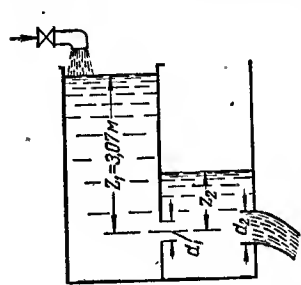


Рис. III-13. Двухкамерный резервуар (к задаче III. 15).

В первом приближении коэффициент трения λ принять равным 0,016 (с последующей проверкой).

Задача III. 15. Прямоугольный резервуар разделен на две камеры вертикальной перегородкой (рис. III-13), в которой имеется круглое отверстие диаметром $d_1 = 0,1$ м. В наружной стенке резервуара имеется второе отверстие, расположенное на том же уровне, что и первое, диаметром $d_2 = 0,12$ м. Уровень жидкости в первой камере поддерживается постоянным и расположен над центром отверстий на высоте $z_1 = 3,07$ м. Определить уровень z_2 во второй камере и объемный расход жидкости $G_{\text{об}}$ через отверстия при стационарном режиме. Значение коэффициента расхода принять $C = 0,62$.

Задача III. 16. Определить максимальную высоту всасывания насоса при откачке воды температурой 50°С по трубопроводу внутренним диаметром 25 мм и длиной 10 м. Расход воды $G = 1,75$ кг/сек. Труба имеет три отвода под углом 90°С. Размер выступов шероховатости принять $e = 0,01$ мм.

Задача III. 17. Из резервуара перекачивают охлаждающую воду в конденсатор, расположенный на высоте 11 м над ним. Воду подают по трубопроводу внутренним диаметром 80 мм и длиной 200 м. Эквивалентная длина местных сопротивлений соответствует 100 диаметрам трубы. Коэффициент сопротивления конденсатора $\xi = 16$, коэффициент трения $\lambda = 0,025$. Определить к. п. д. насоса и расход воды, если известно, что мощность, потребляемая насосом, составляет 1,8 кВт. Характеристика насоса (изменение

напора в зависимости от производительности при $n = \text{const}$) следующая:

| Объемный расход, м ³ /ч | Напор, м | Объемный расход, м ³ /ч | Напор, м |
|------------------------------------|----------|------------------------------------|----------|
| 10 | 25 | 20 | 16,4 |
| 14 | 23 | 21 | 11,8 |
| 18 | 20,3 | | |

Задача III. 18. Определить высоту жидкости плотностью $\rho = 850$ кг/м³ над круглым переливом, если массовый расход Γ жидкости на единицу длины перелива составляет 5000 кг/(м·ч).

Задача III. 19. Высота слоя сферических частиц диаметром 0,2 мм и плотностью $\rho_{\text{тв}} = 1800$ кг/м³ при псевдоожигении воздухом температурой 60°С составляет $z = 0,484$ м. Начальная высота слоя (до псевдоожигения) $z_n = 0,4$ м. Определить скорость воздуха (ориентировочно), а также скорость воздуха, при которой начинается унос частиц.

Задача III. 20. Частицы диаметром $d = 1,2$ мм и плотностью $\rho_{\text{тв}} = 2100$ кг/м³ подвергают псевдоожигению водой при 20°С. Определить потери давления в слое высотой 1,8 м. Насыпная плотность сухих частиц в неподвижном слое $\rho_{\text{об}} = 1300$ кг/м³.

Задача III. 21. Воздух температурой 20°С сжимают от атмосферного давления до 30 ат. Определить необходимое число ступеней сжатия, промежуточные давления и величину механической работы, необходимой для сжатия 1 кг воздуха, если между ступенями воздух охлаждается до начальной температуры 20°С. Сжатие считать адиабатическим, показатель адиабаты для воздуха $k = 1,4$.

Задача III. 22. Определить число ступеней сжатия и потребляемую мощность турбокомпрессора при производительности 1,5 кг/сек воздуха температурой 20°С. Воздух сжимается от 2 до 15 ат. Сжатие считать адиабатическим, полный к. п. д. (включая механический) $\eta = 0,8$.

Задача III. 23. Метан при 20°С подвергается многоступенчатому сжатию от 1,5 до 90 ат с промежуточным охлаждением до начальной температуры. Определить увеличение потребляемой мощности при нарушении работы промежуточных холодильников и охлаждении газа только до 40°С. Сжатие считать адиабатическим (показатель адиабаты $k = 1,31$).

Задача III. 24. Определить рабочую мощность, необходимую для перемешивания жидкости в сосуде внутренним диаметром $D_{\text{вн}} = 1,2$ м при $Re = 10^6$. Перемешивание осуществляется двухлопастной мешалкой с длиной лопасти $l = 0,3$ м и высотой $h = 0,1$ м. Плотность жидкости $\rho = 950$ кг/м³, вязкость $\mu = 3$ спз. Высота слоя жидкости $h_3 = 1$ м.

- Рид Р., Шервуд Т., Свойства газов и жидкостей, Гостоптехиздат, 1964.
 Бретшнайдер Ст., Свойства газов и жидкостей. Инженерные методы расчета, Изд. «Химия», 1966.
 Френкель Н. З., Гидравлика, Госэнергоиздат, 1956.
 Беннет К. О., Майерс Дж. Е., Гидродинамика, теплообмен и массообмен, Изд. «Недра», 1966.
 Забродский С. С., Гидродинамика и теплообмен в псевдооживлении слое, Госэнергоиздат, 1963.
 Дэвидсон И. Ф., Харрисон Д., Псевдооживление твердых частиц, Изд. «Химия», 1965.
 Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б., Основы техники псевдооживления, Изд. «Химия», 1967.
 Аэров М. Э., Тодес О. М., Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем, Изд. «Химия», 1968.
 Канторович Б. В., Насосы, компрессоры и воздушные машины, Металлургиздат, 1956.
 Старк С. Б., Основы гидравлики, насосы и воздушные машины, Металлургиздат, 1961.
 Черкасский В. М., Романова Т. М., Кауль Р. А., Насосы, компрессоры и вентиляторы, Госэнергоиздат, 1947.
 Штербакер З., Тауск П., Перемешивание в химической промышленности, Госхимиздат, 1963.

Глава IV

РАЗДЕЛЕНИЕ ГЕТЕРОГЕННЫХ СИСТЕМ

ОСНОВЫ РАСЧЕТА

Формулы, приведенные ниже, позволяют рассчитывать гидродинамические процессы разделения гетерогенных систем. Механические процессы разделения здесь не рассматриваются.

Скорость осаждения

В зависимости от рода сил, действующих на осаждаемую частицу (форма которой принимается шарообразной), процесс осаждения протекает с большей или меньшей скоростью.

Осаждение под действием силы тяжести. В зависимости от значения критерия Рейнольдса для расчета скорости осаждения частицы используются следующие уравнения: в области применимости закона Стокса ($Re < 1$)

$$w_0 = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} g \quad (IV. 1)$$

в переходной области ($1 < Re < 10^3$)

$$w_0 = 0,151 \frac{g^{0,42} d^{1,14}}{\mu^{0,43} \rho_2^{0,29}} (\rho_1 - \rho_2)^{0,72} \quad (IV. 2)$$

в области применимости закона Ньютона ($10^3 < Re < 10^5$)

$$w_0 = 1,74 \sqrt{d \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} g} \quad (IV. 3)$$

где w_0 — скорость осаждения частицы под действием силы тяжести, м/сек; d — диаметр частицы, м; ρ_1 — плотность частицы, кг/м³; ρ_2 — плотность среды, кг/м³; μ — вязкость среды, н · сек/м²; g — ускорение свободного падения, м/сек².

Максимальный (критический) диаметр осаждающихся частиц (для данной области осаждения) определяется по уравнению

$$d_{кр} = C \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{g (\rho_1 - \rho_2) \rho_2}} \quad (IV. 4)$$

Константа C имеет значение 2,62 в области применимости закона Стокса и 69,1 в переходной области.

Осаждение под действием центробежных сил. В этом случае для расчета применяются уравнения (IV.1) — (IV.3) с заменой ускорения свободного падения на центробежное ускорение $\omega^2 R$. Тогда уравнение (IV.1) принимает вид

$$w_{0,ц} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} \omega^2 R \quad (IV. 5)$$

где $w_{0,ц}$ — скорость осаждения в поле центробежных сил, м/сек; ω — угловая скорость, сек⁻¹; R — радиус вращения частицы, м.

Среднюю скорость осаждения также можно определить с помощью уравнения (IV.5), в которое вместо радиуса R подставляется среднелогарифмическая угловая скорость центрифугируемого слоя. Для циклона величина R представляет собой радиус вращения частицы; в этом случае, пренебрегая плотностью газа по сравнению с плотностью частицы, вместо уравнения (IV.5) получим

$$w_{0,ц} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1}{\mu} \cdot \frac{v^2}{R} \quad (IV. 6)$$

где v — окружная скорость газа, м/сек.

Минимальный диаметр частиц, осаждающихся в осадительной центрифуге, определяется по уравнению

$$d_{мин} = 3 \sqrt{\frac{2\mu}{\omega^2 (\rho_1 - \rho_2)} \cdot \frac{Q}{L} \cdot \frac{\ln(R_2/R_1)}{\pi(R_2^2 - R_1^2)}} \quad (IV. 7)$$

где Q — расход исходной суспензии, м³/сек; L — длина ротора центрифуги, м; а осаждающихся в циклоне — по уравнению

$$d_{мин} = 3 \sqrt{\frac{\mu R}{2\pi n v \rho_1}} \quad (IV. 8)$$

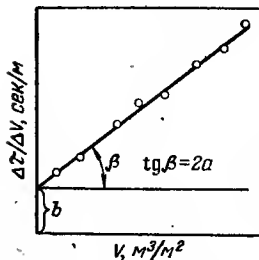
Число оборотов n газового потока в циклоне обычно принимают равным 1,5.

Фильтрация

Процесс фильтрации при постоянном перепаде давлений описывается основным уравнением

$$\tau = aV^2 + bV \quad (IV.9)$$

где τ — время фильтрации, сек; V — объем фильтрата, полученного на 1 м² поверхности фильтрации, м³/м²; a — константа, характеризующая сопротивление осадка, отнесенная к 1 м² поверхности фильтрации, сек/м²; b — константа, характеризующая сопротивление фильтровальной перегородки и отнесенная к 1 м² поверхности, сек/м.



Константы a и b можно определить по графику (рис. IV-1), построенному на основе опытных значений V и соответствующих им величин τ .

Если известны удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки, то указанные выше константы можно определить по уравнениям

$$a = \frac{r_0 \chi \mu}{2 \Delta p} \quad (IV.10)$$

$$b = \frac{R_0 \mu}{\Delta p} \quad (IV.11)$$

Рис. IV-1. Определение констант фильтрации по опытным данным.

где r_0 — удельное сопротивление осадка, м⁻²; R_0 — сопротивление фильтровальной перегородки, м⁻¹; $\chi = V_{ос}/V$ — объем осадка, приходящийся на 1 м³ фильтрата, м³/м³; μ — вязкость фильтрата, н·сек/м²; Δp — перепад давлений на фильтре, н/м².

Когда осадок промывают жидкостью, вязкость которой такая же что и фильтрата, скорость промывки равна скорости фильтрации в конце операции. Скорость промывки определяют путем дифференцирования уравнения (IV.9)

$$w_{пр} = w_{\phi} = \frac{dV}{d\tau} = \frac{1}{2aV + b} \quad (IV.12)$$

где $w_{пр}$, w_{ϕ} — соответственно скорость промывки и фильтрации.

Если осадок промывают при другой температуре или жидкостью, вязкость которой отличается от вязкости жидкой фазы суспензии, скорость промывки определяется по уравнению

$$w_{пр} = w_{\phi} \frac{\mu_{\phi}}{\mu_{пр}} \quad (IV.13)$$

где $\mu_{пр}$, μ_{ϕ} — соответственно вязкость промывной жидкости и фильтрата.

Когда известны удельный объем промывной жидкости $V_{пр}$ (в м³/м²) и скорость промывки, то продолжительность промывки $\tau_{пр}$ (в сек) выражается соотношением

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}}{w_{пр}} \quad (IV.14)$$

При фильтровании в поле центробежных сил разность давлений, под действием которой протекает процесс, возникает вследствие вращения жидкости

$$\Delta p_{ж} = \frac{\omega^2}{2} \rho_{ж} (R_2^2 - R_1^2) \quad (IV.15)$$

где $\Delta p_{ж}$ — давление жидкости на стенку центрифуги, н/м²; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³; R_2 — радиус центрифуги, м; R_1 — внутренний радиус центрифугируемого слоя, м; ω — угловая скорость, сек⁻¹.

ПРИМЕРЫ

Пример IV.1. Определить критический диаметр капель масла, осаждающихся в воздухе при температуре 20°С. Плотность капли $\rho_1 = 900$ кг/м³; плотность воздуха $\rho_2 = 1,2$ кг/м³; вязкость воздуха $1,8 \cdot 10^{-2}$ снз.

Решение. Критический диаметр частиц, т.е. максимальный диаметр частиц, которые еще могут оседать в данной области осаждения, определяется по уравнению (IV.4). Критический диаметр капель масла, осаждающихся в соответствии с законом Стокса, равен

$$d_{кр} = 2,62 \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{g(\rho_1 - \rho_2)\rho_2}} = 2,62 \sqrt[3]{\frac{(1,8 \cdot 10^{-5})^2}{9,81(900 - 1,2)1,2}} = 2,62 \cdot 3,1 \cdot 10^{-5} = 8,1 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 81 \text{ мкм}$$

Для переходной области критический диаметр определяют по уравнению (IV.4)

$$d_{кр} = 69,1 \cdot 3,1 \cdot 10^{-5} = 2,1 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 2,1 \text{ мм}$$

Пример IV.2. В условиях предыдущего примера определить скорость осаждения капель масла диаметром 15 мкм под действием силы тяжести.

Решение. Из примера IV.1 следует, что максимальный диаметр капель, оседающих по закону Стокса, равен 81 мкм. Так как диаметр капель равен 15 мкм, осаждение будет происходить по закону Стокса. Определяем скорость осаждения по уравнению (IV.1)

$$w_0 = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} g = \frac{(1,5 \cdot 10^{-5})^2}{18} \cdot \frac{900 - 1,2}{1,8 \cdot 10^{-5}} \cdot 9,81 = 6,15 \cdot 10^{-3} \text{ м/сек}$$

Пример IV.3. Определить размеры пылеуловительной камеры, работающей в следующих условиях:

Расход очищаемого газа . . . $Q_{об} = 2400 \text{ м}^3/\text{ч}$
Диаметр осаждаемых частиц . . . $d = 50 \text{ мкм}$
Плотность частиц . . . $\rho_1 = 2400 \text{ кг/м}^3$
Температура газа . . . $t = 20^\circ \text{С}$
Вязкость газа . . . $\mu = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ н·сек/м}^2$

Решение. Для определения режима осаждения находим критический диаметр частиц. Согласно уравнению (IV.4), имеем

$$d_{кр} = 2,62 \sqrt[3]{\frac{(1,8 \cdot 10^{-5})^2}{9,81(2400 - 1,2)1,2}} = 5,9 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 59 \text{ мкм}$$

Так как диаметр частиц меньше критического диаметра, определяемого на основе закона Стокса, осаждение будет протекать по этому закону. Следовательно, по уравнению (IV. 1)

$$\omega_0 = \frac{d^2}{18} \cdot \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} g = \frac{(50 \cdot 10^{-6})^2}{18} \cdot \frac{2400}{1,8 \cdot 10^{-5}} \cdot 9,81 = 0,182 \text{ м/сек}$$

Размеры пылеуловительной камеры определяем при условии, что время прохождения частицей высоты и длины камеры одинаково (рис. IV-2)

$$\tau = \frac{I}{\omega_0} = \frac{L}{v}$$

Если обозначить объем камеры через V_K , то время прохождения газом камеры по длине составит

$$\tau = \frac{3600 V_K}{Q_{об}} = \frac{3600 V_K}{2400} = 1,5 V_K$$

Следовательно, максимальная высота камеры

$$I = 1,5 \omega_0 V_K = 1,5 \cdot 0,182 V_K = 0,273 V_K \text{ м}$$

откуда площадь основания камеры

$$B = \frac{V_K}{I} = \frac{V_K}{0,273 V_K} = 3,7 \text{ м}^2$$

Для определения размеров камеры необходимо знать также площадь ее поперечного сечения. Эта площадь определяется как функция максимально допустимой скорости газа в камере. Если принять скорость газа $v = 0,2 \text{ м/сек}$, то площадь поперечного сечения камеры

$$S = \frac{Q_{об}}{3600 v} = \frac{2400}{3600 \cdot 0,2} = 3,33 \text{ м}^2$$

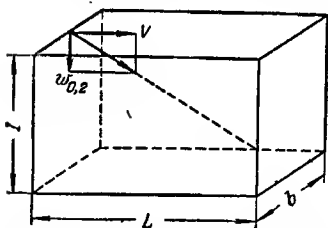


Рис. IV-2. К определению размеров пылеуловительной камеры.

По значениям площади двух сечений камеры можно, выбрав один из ее размеров (высоту I , длину L или ширину b), определить остальные габаритные размеры. Так, если $I = 1 \text{ м}$, то

$$b = \frac{S}{I} = \frac{3,33}{1} = 3,33 \text{ м}$$

$$L = \frac{B}{b} = \frac{3,7}{3,33} = 1,11 \text{ м}$$

Пример IV. 4. Для обеспыливания газа, получаемого при кальцировании соды, установлен циклон диаметром $D=0,74 \text{ м}$. Газ выходит из кальцинатора при температуре 80°С , его расход составляет $Q_{об}=6200 \text{ м}^3/\text{ч}$. Минимальный диаметр кристаллов Na_2CO_3 $d=20 \text{ мкм}$; плотность кристаллов $\rho_1=2700 \text{ кг/м}^3$; вязкость газа $\mu=2,11 \cdot 10^{-2} \text{ снз}$. Установить пригодность данного циклона для достижения требуемой очистки газа от пыли.

Решение. С помощью циклона можно осуществить разделение, если минимальный диаметр частиц, вычисленный по уравнению (IV. 8), будет меньше минимального диаметра осаждаемых кристаллов. Подставляя в это уравнение окружающую скорость v газа, принятую равной 10 м/сек , получаем

$$d_{мин} = 3 \sqrt{\frac{2,11 \cdot 10^{-5} \cdot 0,370}{2 \cdot 3,14 \cdot 1,5 \cdot 10 \cdot 2700}} = 16,6 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 16,6 \text{ мкм}$$

Так как $16,6 < 20 \text{ мкм}$, то имеющийся циклон пригоден для осуществления требуемого разделения.

Пример IV. 5. Для осаждения твердых гранул диаметром 3 мкм и плотностью $\rho_1=1100 \text{ кг/м}^3$ из водной суспензии при температуре 20°С используется центрифуга с ротором диаметром $0,4 \text{ м}$. Центрифуга заполняется суспензией до половины. Определить скорость вращения центрифуги, чтобы разделение могло быть осуществлено за 10 мин .

Решение. Предположив, что осаждение протекает по закону Стокса, определим скорость осаждения по уравнению (IV. 5). Скорость осаждения можно определить также из выражения

$$\omega_{0,ц} = \frac{dR}{d\tau}$$

где R — радиус вращения гранулы; τ — время осаждения.

Подставив в эту зависимость выражение скорости осаждения по уравнению (IV. 5), получим дифференциальное уравнение

$$d\tau = \frac{18\mu}{(\rho_1 - \rho_2) d^2 \omega^2} \cdot \frac{dR}{R}$$

После интегрирования уравнения в пределах от внутреннего радиуса R_1 слоя материала до радиуса R_2 ротора центрифуги (по толщине центрифугируемого слоя) найдем выражение для времени осаждения

$$\tau_{ос} = \frac{18\mu}{(\rho_1 - \rho_2) d^2 \omega^2} \ln \frac{R_2}{R_1}$$

Угловую скорость можно выразить через число оборотов

$$\omega = 2\pi n$$

Вязкость воды μ при 20°С равна 1 снз . После подстановки числовых значений получим

$$\tau_{ос} = \frac{18 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{(1100 - 100) (3 \cdot 10^{-6})^2 4 \cdot 3,14^2 n^2} 2,3 \lg \frac{R_2}{R_1} = \frac{1,16 \cdot 10^6}{n^2} \lg \frac{R_2}{R_1}$$

Отношение радиусов R_2/R_1 определяем из заданного условия заполнения центрифуги суспензией:

$$\pi R_2^2 L = 2 (\pi R_2^2 - \pi R_1^2) L$$

откуда

$$\frac{R_2}{R_1} = \sqrt{2}$$

Так как разделение следует осуществить за 10 мин , т. е. за 600 сек , то необходимое число оборотов центрифуги

$$n = \sqrt{\frac{1,16 \cdot 10^6 \lg \sqrt{2}}{600}} = 17 \text{ об/сек} = 1020 \text{ об/мин}$$

Пример IV. 6. В опыте по фильтрованию суспензии CaCO_3 на фильтре с поверхностью $S=500 \text{ см}^2$ при постоянном давлении были получены результаты, приведенные ниже:

| | | | | | | | | |
|---------------------------|-----|------|------|------|------|-------|-------|-------|
| Время τ , сек | 6,8 | 19,0 | 34,6 | 53,4 | 76,0 | 102,0 | 131,2 | 163,0 |
| Объем фильтрата V_f , л | 0,5 | 1,0 | 1,5 | 2 | 2,5 | 3 | 3,5 | 4 |

Определить константы фильтрования a и b .

Решение. Значения констант фильтрования можно получить, подставив в уравнение (IV.9) две пары значений τ и V_{ϕ} (см. выше) и решив полученную систему уравнений относительно a и b . При этом объем V_{ϕ} в уравнении (IV.9) следует отнести к единице фильтрующей поверхности. Если выбрать значения $\tau_1 = 19$ сек, $\tau_2 = 53,4$ сек; $V_{\phi,1} = 1$ л, $V_{\phi,2} = 2$ л, то получим

$$V_1 = \frac{V_{\phi,1}}{S} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,05} = 0,02 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

$$V_2 = \frac{V_{\phi,2}}{S} = \frac{2 \cdot 10^{-3}}{0,05} = 0,04 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Подставив полученные величины в уравнение (IV.9), получим систему

$$19 = a \cdot 0,02^2 + b \cdot 0,02$$

$$53,4 = a \cdot 0,04^2 + b \cdot 0,04$$

из которой следует

$$a = 1,9 \cdot 10^{-4} \text{ сек}/\text{м}^2; \quad b = 570 \text{ сек}/\text{м}$$

Более точные значения a и b с учетом всех экспериментальных данных можно определить путем дифференцирования уравнения (IV.9)

$$d\tau = 2aV dV + b dV$$

откуда после перехода к конечным разностям получаем

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta V} = 2aV + b$$

При графическом изображении зависимости в координатах $\Delta\tau/\Delta V - V$ — это уравнение дает прямую, пересекающую ось ординат в точке $\Delta\tau/\Delta V = b$; наклон прямой равен $2a$.

В табл. IV-1 приведены значения $\Delta\tau/\Delta V$ и V , отнесенные к единице фильтрующей поверхности, а также значения \bar{V} , усредненные по двум последовательным замерам

$$\bar{V} = \frac{V_1 + V_2}{2}$$

Рис. IV-3. Графическое определение констант фильтрования.

По данным последних столбцов табл. IV-1 строим график (рис. IV-3), по которому определяем значения констант фильтрования

$$a = \frac{3100 - 720}{2 \cdot 0,07} = 1,7 \cdot 10^4 \text{ сек}/\text{м}^2; \quad b = 720 \text{ сек}/\text{м}$$

Таблица IV-1. Значения V , \bar{V} и $\Delta\tau/\Delta V$ (при $\Delta V = 0,01 \text{ м}^3/\text{м}^2$)

| Время τ , сек | Объем | | $\Delta\tau$, сек | $\Delta\tau/\Delta V$, сек/м | \bar{V} , м ³ /м ² | Время τ , сек | Объем | | $\Delta\tau$, сек | $\Delta\tau/\Delta V$, сек/м | \bar{V} , м ³ /м ² |
|--------------------------|-------------------|---|-----------------------|----------------------------------|---|--------------------------|-------------------|---|-----------------------|----------------------------------|---|
| | V_{ϕ} , л | V , м ³ /м ² | | | | | V_{ϕ} , л | V , м ³ /м ² | | | |
| 0 | 0 | 0 | — | — | — | 76,0 | 2,5 | 0,05 | 22,6 | 2260 | 0,045 |
| 6,8 | 0,5 | 0,01 | 6,8 | 680 | 0,005 | 102,0 | 3,0 | 0,06 | 26,0 | 2600 | 0,055 |
| 19,0 | 1,0 | 0,02 | 12,2 | 1220 | 0,015 | 131,2 | 3,5 | 0,07 | 29,2 | 2920 | 0,065 |
| 34,6 | 1,5 | 0,03 | 15,6 | 1560 | 0,025 | 163,0 | 4 | 0,08 | 31,8 | 3180 | 0,075 |
| 53,4 | 2,0 | 0,04 | 18,8 | 1880 | 0,035 | | | | | | |

Отметим, что полученные значения a и b отличаются от констант, вычисленных на основании лишь одной пары экспериментальных данных.

Пример IV.7. Используя полученные в предыдущем примере константы фильтрования, определить время фильтрования 5 м³ суспензии СаСО₃, содержащей $q_{\text{ТВ}} = 5\%$ твердой фазы, на фильтре поверхностью $S = 10 \text{ м}^2$. Влажность осадка $u = 40\%$. Плотность твердой фазы $\rho_1 = 2200 \text{ кг}/\text{м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Решение. Для определения времени фильтрования по уравнению (IV.9) необходимо знать объем полученного фильтрата. Так как объем суспензии известен, объем фильтрата можно определить, вычитая объем осадка на фильтре из объема суспензии. Количество полученного осадка определяем по формуле

$$M_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{сусп}} q_{\text{ТВ}}}{100 - u}$$

Для определения массы суспензии необходимо вычислить ее плотность. Если известны плотности обеих фаз, образующих суспензию, то плотность последней можно определить из следующего выражения:

$$\frac{100}{\rho_{\text{сусп}}} = \frac{100 - q_{\text{ТВ}}}{\rho_2} + \frac{q_{\text{ТВ}}}{\rho_1}$$

выведенного на основании допущения об аддитивности объемов обеих фаз.

Плотность суспензии $\rho_{\text{сусп}} = 1030 \text{ кг}/\text{м}^3$; масса суспензии $M_{\text{сусп}} = 5 \cdot 1030 = 5150 \text{ кг}$; соответственно масса осадка

$$M_{\text{ос}} = \frac{5150 \cdot 6}{100 - 40} = 430 \text{ кг}$$

Плотность осадка получим из выражения, аналогичного выражению для плотности суспензии

$$\frac{100}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{100 - u}{\rho_1} + \frac{u}{\rho_2}$$

$$\rho_{\text{ос}} = 1485 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Объем осадка

$$V_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{ос}}}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{430}{1485} = 0,29 \text{ м}^3$$

Объем фильтрата

$$V_{\phi} = V_{\text{сусп}} - V_{\text{ос}} = 5 - 0,29 = 4,71 \text{ м}^3$$

Разделив объем фильтрата на площадь поверхности фильтра, получим

$$V = \frac{V_{\phi}}{S} = \frac{4,71}{10} = 0,471 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Подставив в уравнение (IV.9) это значение V , а также значения констант $a = 1,7 \cdot 10^4 \text{ сек}/\text{м}^2$ и $b = 720 \text{ сек}/\text{м}$, полученные в предыдущем примере, определяем время фильтрования

$$\tau = aV^2 + bV = 1,7 \cdot 10^4 \cdot 0,471^2 + 720 \cdot 0,471 = 110 \text{ сек} = 1,14 \text{ ч}$$

Пример IV.8. Используя данные примеров (IV.6) и (IV.7), определить удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки, если разность давлений при фильтровании $\Delta p = 5 \cdot 10^4 \text{ н}/\text{м}^2$ при $t = 20^\circ \text{C}$.

Решение. Удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки определяем по уравнениям (IV.10) и (IV.11) используя известные значения констант фильтрования

$$r_0 = \frac{2a \Delta P}{\chi \mu} \quad \text{и} \quad R_0 = \frac{b \Delta p}{\mu}$$

Отношение χ равно

$$\chi = \frac{V_{oc}}{V_{\phi}} = \frac{0,29}{4,71} = 0,0615 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

(V_{oc} и V_{ϕ} были получены в предыдущем примере).

Вязкость фильтрата принимаем равной вязкости воды при 20°С, $\mu = 1 \text{ сПз}$. Подставив числовые значения в уравнения (IV.10) и (IV.11), получим

$$r_0 = \frac{2a \Delta p}{\chi \mu} = \frac{2 \cdot 1,7 \cdot 10^4 \cdot 5 \cdot 10^4}{0,0615 \cdot 10^{-3}} = 2,76 \cdot 10^{13} \text{ м}^{-2}$$

$$R_0 = \frac{b \Delta P}{\mu} = \frac{720 \cdot 5 \cdot 10^4}{10^{-3}} = 3,6 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$$

Пример IV.9. По условиям примера (IV.7) определить конечную скорость фильтрования, если время фильтрования составляет 2 ч.

Решение. Определяем скорость фильтрования в конце операции из уравнения (IV.12)

$$w_{\phi} = \frac{1}{2aV + b}$$

где V — объем фильтрата, полученного в конце операции.

Конечный объем фильтрата определяем по уравнению (IV.9)

$$\tau = aV^2 + bV$$

$$2 \cdot 3600 = 1,7 \cdot 10^4 V^2 + 720V$$

или

$$170V^2 + 7,2V - 72 = 0$$

откуда

$$V = \frac{-7,2 + \sqrt{7,2^2 + 4 \cdot 170 \cdot 72}}{2 \cdot 170} = 0,62 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Подставив это значение в уравнение (IV.12), получим

$$w_{\phi} = \frac{1}{2 \cdot 1,7 \cdot 10^4 \cdot 0,62 + 720} = \frac{1}{21800} = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сек}) = 0,165 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Пример IV.10. На фильтре поверхностью $S = 50 \text{ м}^2$ фильтруют водную суспензию при 20°С. При этом получают 7 м^3 фильтрата. Из лабораторных опытов, выполненных в тех же условиях, что и на фильтре, известны константы фильтрования: $a = 1,44 \cdot 10^6 \text{ сек}/\text{м}^2$; $b = 9 \cdot 10^3 \text{ сек}/\text{м}$. Определить время промывки осадка водой при температуре 40°С, если расход промывной воды составляет $10 \text{ л}/\text{м}^2$.

Решение. Сначала определяем конечную скорость фильтрования по уравнению (IV.12)

$$w_{\phi} = \frac{1}{2aV + b} = \frac{1}{2 \cdot 1,44 \cdot 10^6 \cdot 7/50 + 9 \cdot 10^3} = 2,42 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сек}) = 8,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Осадок промывают той же жидкостью, которая содержится в суспензии, но при другой температуре.

Определяем скорость промывки по уравнению (IV.13)

$$w_{\text{пр}} = w_{\phi} \frac{\mu_{\phi}}{\mu_{\text{пр}}}$$

Для воды при 20°С значение $\mu_{\phi} = 1 \text{ сПз}$, а при 40°С $\mu_{\text{пр}} = 0,656 \text{ сПз}$. Подставив эти величины в предыдущее уравнение, получим

$$w_{\text{пр}} = 8,8 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{0,656} = 1,34 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Продолжительность промывки определяем по уравнению (IV.14)

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{w_{\text{пр}}} = \frac{10 \cdot 10^{-3}}{1,34 \cdot 10^{-2}} = 0,75 \text{ ч}$$

Пример IV.11. На фильтре поверхностью $S = 50 \text{ м}^2$ фильтруют суспензию, содержащую $q_{\text{тв}} = 15\%$ твердой фазы. Влажность осадка $u = 40\%$. Определить толщину осадка на фильтре, если продолжительность фильтрования и промывки осадка составила 10 ч; осадок промывают объемом воды, равным $1/5$ объема фильтрата. Константы фильтрования $a = 1,08 \cdot 10^5 \text{ сек}/\text{м}^2$; $b = 2,16 \cdot 10^3 \text{ сек}/\text{м}$; плотность твердой фазы $\rho_1 = 3000 \text{ кг}/\text{м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Решение. Сначала определяем конечный объем фильтрата. Продолжительность собственно фильтрования и промывки осадка

$$\tau = \tau_{\phi} + \tau_{\text{пр}} = aV^2 + bV + \frac{0,2V}{\frac{1}{2aV + b}}$$

или

$$\tau = aV^2 + bV + 0,4aV^2 + 0,2bV$$

откуда после подстановки числовых значений и перегруппировки членов получим

$$151V^2 + 2,6V - 36 = 0$$

$$V = \frac{-2,6 + \sqrt{2,6^2 + 4 \cdot 151 \cdot 36}}{2 \cdot 151} = \frac{-2,6 + 147}{302} = 0,48 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Общий объем фильтрата

$$V_{\phi} = SV = 50 \cdot 0,48 = 24 \text{ м}^3$$

Для определения толщины слоя осадка на фильтре необходимо определить объем осадка. Обозначив через M_{ϕ} , $M_{\text{сусп}}$ и M_{oc} массы фильтрата, суспензии и осадка, можно написать следующие соотношения:

$$M_{\phi} = V_{\phi} \rho_2 = 24 \cdot 1000 = 24000 \text{ кг}$$

$$M_{oc} = \frac{M_{\text{сусп}} q_{\text{тв}}}{100 - u} = \frac{M_{\text{сусп}} 15}{100 - 40} = \frac{15 M_{\text{сусп}}}{60} = \frac{M_{\text{сусп}}}{4}$$

$$M_{\text{сусп}} = M_{\phi} + M_{oc} = M_{\phi} + \frac{M_{\text{сусп}}}{4}$$

Отсюда

$$3M_{\text{сусп}} = 4M_{\phi}; \quad M_{\text{сусп}} = \frac{4M_{\phi}}{3} = \frac{4 \cdot 24000}{3} = 32000 \text{ кг}$$

Следовательно

$$M_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{сусп}}}{4} = \frac{32\,000}{4} = 8000 \text{ кг}$$

Плотность осадка определяем из соотношения

$$\frac{100}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{60}{3000} + \frac{40}{1000}$$

откуда

$$\rho_{\text{ос}} = 1670 \text{ кг/м}^3$$

Соответственно объем осадка

$$V_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{ос}}}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{8000}{1670} = 4,8 \text{ м}^3$$

а толщина слоя осадка на фильтре

$$l = \frac{V_{\text{ос}}}{S} = \frac{4,8}{50} = 0,096 \text{ м}$$

Пример IV. 12. Из опытных данных по фильтрованию суспензии при разности давлений $\Delta p = 9,81 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$ была вычислена необходимая поверхность фильтрования $S = 0,35 \text{ м}^2$. Подобрать центрифугу, которая позволила бы осуществить фильтрование при тех же условиях, если плотность суспензии $\rho_{\text{сусп}} = 1200 \text{ кг/м}^3$, а толщина слоя осадка в центрифуге принята равной 100 мм.

Решение. Выбираем центрифугу с диаметром ротора $D = 450 \text{ мм}$ и высотой $l = 250 \text{ мм}$. Поверхность фильтрования центрифуги

$$S = \pi D l = 3,14 \cdot 0,450 \cdot 0,250 = 0,354 \text{ м}^2$$

Эта поверхность соответствует требуемой поверхности фильтрования.

Центрифуга должна также обеспечить разность давлений, при которой проводились опыты по фильтрованию. Определим давление, оказываемое суспензией во время центрифугирования, из уравнения (IV. 15)

$$\Delta p = \frac{\omega^2}{2} \rho_{\text{сусп}} (R_2^2 - R_1^2)$$

Подставив вместо угловой скорости ее выражение через число оборотов, получим

$$n^2 = \frac{\Delta p}{2\pi^2 \rho_{\text{сусп}} (R_2^2 - R_1^2)} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{2 \cdot 9,85 \cdot 1,2 \cdot 10^3 (0,05 - 0,0156)} = 120$$

$$n = 11 \text{ об/сек} = 660 \text{ об/мин}$$

Пример IV. 13. Рассчитать нутч-фильтр для фильтрования водной суспензии, содержащей $q_{\text{тв}} = 5\%$ твердой фазы. Влажность осадка $u = 45\%$. Производительность фильтра по фильтрату $V_{\text{ф}} = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$. Перепад давления на фильтре $\Delta p = 500 \text{ мм рт. ст.}$ Удельное сопротивление осадка $r_0 = 9 \cdot 10^{11} \text{ м}^{-2}$, сопротивление фильтровальной перегородки $R_0 = 2 \cdot 10^9 \text{ м}^{-1}$; плотность твердой фазы $\rho_1 = 2000 \text{ кг/м}^3$; плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000 \text{ кг/м}^3$. Осадок промывают водой при температуре $t = 20^\circ \text{C}$, используя 1 кг воды на 1 кг осадка.

Решение. Составляем материальный баланс и определяем объем осадка; выбираем толщину слоя осадка и находим время фильтрования осадка данной

толщины. Затем определяем время собственно фильтрования и общее время, затраченное на операцию, после чего вычисляем поверхность фильтрования и необходимое число фильтров.

1. Составление материального баланса. Сначала определяем плотность суспензии

$$\frac{100}{\rho_{\text{сусп}}} = \frac{95}{1000} + \frac{5}{2000}$$

$$\rho_{\text{сусп}} = 1020 \text{ кг/м}^3$$

и плотность осадка

$$\frac{100}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{55}{2000} + \frac{45}{1000}$$

$$\rho_{\text{ос}} = 1380 \text{ кг/м}^3$$

Затем определяем количество суспензии и осадка. Обозначив через $M_{\text{сусп}}$, $M_{\text{ф}}$ и $M_{\text{ос}}$ массу суспензии, фильтрата и осадка, можно написать соотношение

$$M_{\text{ф}} = M_{\text{сусп}} - M_{\text{ос}}$$

но

$$M_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{сусп}} q_{\text{тв}}}{100 - u}$$

и следовательно

$$M_{\text{ф}} = M_{\text{сусп}} - \frac{q_{\text{тв}} M_{\text{сусп}}}{100 - u}$$

$$5000 = M_{\text{сусп}} - \frac{5 M_{\text{сусп}}}{55}; \quad M_{\text{сусп}} = 5500 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, количество получаемого осадка

$$M_{\text{ос}} = M_{\text{сусп}} - M_{\text{ф}} = 5500 - 5000 = 500 \text{ кг/ч}$$

2. Определение объема осадка и отношения χ

$$V_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{ос}}}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{500}{1380} = 0,38 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\chi = \frac{V_{\text{ос}}}{V_{\text{ф}}} = \frac{0,38}{5} = 0,072 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

3. Толщина слоя осадка. Принимаем толщину слоя осадка $l = 200 \text{ мм}$. На 1 м^2 поверхности фильтрования количество осадка составит

$$V_{\text{ос}} = 1 \cdot 0,2 = 0,2 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

или

$$M_{\text{ос}} = 0,2 \cdot 1380 = 276 \text{ кг/м}^2$$

Соответствующее удельное количество фильтрата

$$V_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{ос}}}{\chi} = \frac{0,2}{0,072} = 2,8 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

4. Время фильтрования объема фильтрата, отнесенного к 1 м^2 поверхности фильтрования. Сначала находим константы фильтрования по уравнениям (IV. 10) и (IV. 11). Вязкость воды при 20°C $\mu = 1 \text{ спз}$; перепад давления на фильтре

$$\Delta p = 500 \cdot 133,32 = 6,66 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

Подставив числовые значения в уравнения (IV. 10) и (IV. 11), получим

$$a = \frac{r_0 \chi \mu}{2 \Delta p} = \frac{9 \cdot 10^{11} \cdot 7,2 \cdot 10^{-2} \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 6,66 \cdot 10^4} = 4,85 \cdot 10^2 \text{ сек/м}^2$$

$$b = \frac{\mu R_0}{\Delta p} = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^9}{6,66 \cdot 10^4} = 30 \text{ сек/м}$$

Время фильтрования найдем по уравнению (IV. 9)

$$\tau = 4,85 \cdot 10^2 \cdot 2,8^2 + 30 \cdot 2,8 = 3884 \text{ сек} = 1,08 \text{ ч}$$

5. *Время промывки.* Определяем сначала скорость промывки по уравнению (IV. 12)

$$w_{\text{пр}} = w_{\text{ф}} = \frac{1}{2aV + b} = \frac{1}{2 \cdot 4,85 \cdot 10^2 \cdot 2,8 + 30}$$

$$w_{\text{пр}} = 3,65 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сек}) = 1,32 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Количество промывной воды

$$V_{\text{пр}} = \frac{1 \cdot 276}{1000} = 0,276 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Время промывки находим из уравнения (IV. 14)

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{w_{\text{пр}}} = \frac{0,276}{1,32} = 0,209 \text{ ч}$$

6. *Общая продолжительность цикла фильтрования.* Принимаем продолжительность разгрузки фильтра $\tau_{\text{р}} = 15 \text{ мин} = 0,25 \text{ ч}$ и время, необходимое для подготовки фильтрующей поверхности, $\tau_{\text{подг}} = 10 \text{ мин} = 0,166 \text{ ч}$. Таким образом, общая продолжительность цикла фильтрования

$$\tau_{\text{общ}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{р}} + \tau_{\text{подг}} = 1,07 + 0,209 + 0,25 + 0,166 = 1,7 \text{ ч}$$

7. *Требуемая поверхность фильтрования.* По производительности фильтра (по фильтрату) и общей продолжительности цикла фильтрования определяем величину необходимой поверхности фильтрования

$$S = \frac{V_{\text{ф}}}{V} \tau_{\text{общ}} = \frac{5 \cdot 1,7}{2,8} = 3,03 \text{ м}^2$$

8. *Число фильтров.* Выбираем нутч-фильтр круглого сечения диаметром $D = 1000 \text{ мм}$ и высотой $l = 350 \text{ мм}$. Число фильтров, требуемое по расчету

$$n = \frac{4S}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 3,03}{3,14 \cdot 1^2} = 3,9$$

Таким образом, должно быть установлено 4 фильтра.

ЗАДАЧИ

Задача IV. 1. Определить критический диаметр гранул суспензии, если их плотность $\rho_1 = 2750 \text{ кг/м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1200 \text{ кг/м}^3$, а ее вязкость $\mu = 2,4 \text{ сПз}$.

Задача IV. 2. Из условий предыдущей задачи определить скорость осаждения гранул диаметром $d = 25 \text{ мкм}$.

Задача IV. 3. Определить скорость осаждения гранул пирита в газе при температуре 400°С . Дано: минимальный диаметр гранул пирита $d = 10 \text{ мкм}$; плотность гранул $\rho_1 = 4000 \text{ кг/м}^3$; плотность газа $\rho_2 = 0,508 \text{ кг/м}^3$; его кинематическая вязкость $\nu = 6,038 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{сек}$.

Задача IV. 4. По условиям предыдущей задачи определить размеры осадительной камеры. Расход газа, приведенного к нормальным условиям, $Q_{\text{об}} = 3600 \text{ м}^3/\text{ч}$; максимально допустимая скорость газа в камере принята равной $v = 0,25 \text{ м/сек}$.

Задача IV. 5. Определить константы фильтрования a и b по следующим экспериментальным данным:

| | | | | |
|--------------------|----|-----|-----|-----|
| Время τ , сек | 70 | 225 | 455 | 770 |
| Объем фильтрата, л | 10 | 20 | 30 | 40 |

Эти данные получены при фильтровании суспензии на фильтре поверхностью $S = 0,05 \text{ м}^2$ при перепаде давления $\Delta p = 4,91 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$ и температуре 20°С .

Задача IV. 6. По условиям предыдущей задачи определить удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтра, если $\chi = 0,01 \text{ м}^3/\text{м}^3$ и $\mu = 1 \text{ сПз}$.

Задача IV. 7. Определить константы фильтрования при фильтровании водной суспензии при 20°С и перепаде давления на фильтре $\Delta p = 6 \text{ кгс/см}^2$. Отношение $\chi = 0,07 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $r_0 = 2,86 \cdot 10^{15} \text{ м}^{-2}$; $R_0 = 4,3 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$.

Задача IV. 8. На рамном фильтрпрессе фильтруют суспензию динатрийфосфата, содержащую $q_{\text{тв}} = 50\%$ твердой фазы. Влажность полученного осадка $u = 40\%$. Производительность фильтра по осадку $M_{\text{ос}} = 700 \text{ кг/ч}$. Определить расход фильтруемой суспензии, фильтрата и отношение χ , если плотность твердой фазы $\rho_1 = 1600 \text{ кг/м}^3$; плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Задача IV. 9. По условиям предыдущей задачи определить требуемую поверхность фильтрования. Известны константы фильтрования: $a = 1,19 \cdot 10^6 \text{ сек/м}^2$; $b = 51 \text{ сек/м}$.

Задача IV. 10. Определить по условиям предыдущей задачи, сколько времени потребуется для промывания осадка из расчета 2 кг воды на 1 кг осадка. Вязкость фильтрата $\mu_{\text{ф}} = 0,7 \text{ сПз}$; вязкость промывной воды $\mu_{\text{в}} = 1 \text{ сПз}$.

Задача IV. 11. Определить поверхность нутч-фильтра, работающего в следующих условиях: количество фильтруемой суспензии $Q_{\text{с}} = 2500 \text{ кг}$; содержание в ней твердой фазы $q_{\text{тв}} = 10\%$; влажность осадка $u = 60\%$; плотность фильтрата $\rho_2 = 1040 \text{ кг/м}^3$; плотность осадка $\rho_{\text{ос}} = 1100 \text{ кг/м}^3$; удельное сопротивление осадка $r_0 = 1,324 \cdot 10^{14} \text{ м}^{-2}$; сопротивление фильтровальной перегородки $R_0 = 5,69 \cdot 10^{11} \text{ м}^{-1}$; количество промывной воды $1,75 \text{ м}^3/\text{м}^3$ влажного осадка; вязкость фильтрата $\mu_{\text{ф}} = 1,1 \text{ сПз}$; вязкость промывной воды 1 сПз ; перепад давления на фильтре $\Delta p = 1,96 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$. Время, необходимое для разгрузки и подготовки фильтра, $\tau_{\text{р+подг}} = 20 \text{ мин}$.

ЛИТЕРАТУРА

- Брайнес Я. М., Примерные расчеты фильтрующих аппаратов, 1961.
 Жужиков В. А., Фильтрование, Изд. «Химия», 1968.
 Соколов В. И., Современные промышленные центрифуги, Изд. «Машиностроение», 1967.
 Forbes Steward R. Sedimentation, в кн. «Chemical engineering practice», v. 3, London, Butterworths scientific publication, 1957.
 Перри Дж., Справочник инженера-химика, т. 2, Изд. «Химия», 1970.

Глава V

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС

ПРИЛОЖЕНИЕ ПЕРВОГО НАЧАЛА
ТЕРМОДИНАМИКИ

Важной технической задачей является определение количества тепла Q , которым система во время протекания процесса обменивается с окружающей средой. Поскольку тепловой эффект зависит от пути, по которому протекает процесс, желательно связать тепловой эффект процесса с параметрами состояния, например внутренней энергией или энтальпией:

для изохорного процесса

$$Q = \Delta U \quad (V.1)$$

для изобарного процесса

$$Q = \Delta H \quad (V.2)$$

где Q — тепло, полученное системой, $\text{дж}(\text{ккал})$; $\Delta U = U_k - U_n$ — приращение внутренней энергии системы, $\text{дж}(\text{ккал})$; $\Delta H = H_k - H_n$ — приращение энтальпии системы, $\text{дж}(\text{ккал})$; индексы n и k относятся соответственно к начальному и конечному состояниям системы.

Если приращение объема, обусловленное изменением состояния, мало (твердые или жидкие системы), то можно считать, что $\Delta H = \Delta U$.

Так как на практике большинство процессов проводят при постоянном давлении, количество тепла, которым система обменивается со средой, будет вычисляться в дальнейшем, исходя из приращения энтальпии системы.

Приращение энтальпии системы при изменении состояния складывается из двух составляющих

$$\Delta H = \sum \Delta H_T + \sum \Delta H_F \quad (V.3)$$

где $\sum \Delta H_T$ — тепло, поглощаемое или отдаваемое системой в результате изменения ее температуры; $\sum \Delta H_F$ — тепло, поглощаемое или отдаваемое системой в результате изменения физического или химического состояния (теплота фазовых превращений, теплота реакции, теплота растворения и т. д.).

При изменении температуры системы от t_1 до t_2 количество тепла, поглощенное системой, составляет

$$Q = \Delta H_T = \int_{t_1}^{t_2} G c_p dt = G [c_p]_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1) \quad (V.4)$$

где G — количество вещества в системе, кг ; c_p — удельная теплоемкость при постоянном давлении, $\text{дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$]; $[c_p]_{t_1}^{t_2}$ — средняя удельная теплоемкость в интервале $t_1 - t_2$, $\text{дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$].

Если количество вещества выражено в молях, то используют молярные теплоемкости.

Зависимость удельной теплоемкости веществ от температуры обычно выражается соотношением

$$c_p = a + bt + ct^2 \quad (V.5)$$

где a, b, c — константы, определяемые экспериментально.

В некоторых случаях расчетные данные лучше согласуются с опытными при замене последнего члена уравнения (V.5) на c'/t^2 .

Из уравнений (V.4) и (V.5) получаем следующее выражение для средней удельной теплоемкости:

$$[c_p]_{t_1}^{t_2} = a + \frac{b}{2} (t_2 + t_1) + \frac{c}{3} \cdot \frac{t_2^3 - t_1^3}{t_2 - t_1} \quad (V.6)$$

Значения констант a, b и c или c' для наиболее часто используемых в промышленности газов приводятся в справочной литературе*. Изменением удельной теплоемкости твердых и жидких тел при различной температуре практически можно пренебречь (за исключением случаев изменения температуры в очень большом интервале).

При отсутствии экспериментальных данных удельные теплоемкости веществ можно с некоторым приближением определить расчетным путем.

Удельная теплоемкость твердых веществ $c_{\text{ТВ}}$, $\text{кдж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$] может быть вычислена при помощи приближенного правила Коппа

$$c_{\text{ТВ}} = \frac{\sum c_a}{M} \quad (V.7)$$

где $\sum c_a$ — сумма атомных теплоемкостей элементов, входящих в состав вещества, $\text{кдж}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{град})$ [$\text{кал}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{град})$]; M — масса 1 кмоль, $\text{кг}/\text{кмоль}$.

* Карапетьянц М. Х., Химическая термодинамика, Госхимиздат, 1953.

Атомные теплоемкости некоторых элементов приведены ниже:

| Элементы | $c_a, \text{кдж}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{град})$ | Элементы | $c_a, \text{кдж}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{град})$ |
|----------|---|----------|---|
| C | 7,55 | F | 20,9 |
| H | 9,63 | P | 22,6 |
| B | 11,3 | S | 22,6 |
| Si | 15,9 | Другие | 25,95 |
| O | 16,75 | | |

Мольная теплоемкость ароматических (C_nH_{2n-6}) и алифатических углеводородов гомологических рядов C_nH_{2n} и C_nH_{2n+2} в твердом или жидком состоянии в первом приближении может быть рассчитана по уравнению Шелеста:

$$C_{\text{ТВ}} = z \cdot 0,993 \left(\ln \frac{T}{98,1} + 1 \right) \quad (\text{V. 8})$$

где $C_{\text{ТВ}}$ — мольная теплоемкость, $\text{кал}/(\text{моль} \cdot \text{град})$; z — число атомов в молекуле; T — абсолютная температура, $^{\circ}\text{K}$.

Мольная теплоемкость смеси газов вычисляется по формуле

$$\bar{C}_p = \sum x_i \cdot C_{p,i} \quad (\text{V. 9})$$

где \bar{C}_p — мольная теплоемкость смеси газов, $\text{дж}/(\text{моль} \cdot \text{град})$ [$\text{кал}/(\text{моль} \cdot \text{град})$]; x_i — мольная доля i -го компонента; $C_{p,i}$ — мольная теплоемкость i -го компонента, $\text{дж}/(\text{моль} \cdot \text{град})$ [$\text{кал}/(\text{моль} \cdot \text{град})$].

Удельную теплоемкость растворов при отсутствии экспериментальных данных можно приближенно определить, используя правило аддитивности

$$c_p = \sum g_i c_i \quad (\text{V. 10})$$

где g_i — массовая доля i -го компонента; c_i — удельная теплоемкость i -го компонента, $\text{кдж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$].

В табл. V-1 приведены эмпирические формулы для расчета удельной теплоемкости растворов некоторых веществ в зависимости от их концентрации (c).

Таблица V-1. Удельные теплоемкости растворов

| Раствор | Пределы концентрации, вес. % | Удельная теплоемкость, $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ | Раствор | Пределы концентрации, вес. % | Удельная теплоемкость, $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ |
|-----------------|------------------------------|--|---------|------------------------------|--|
| NaCl | 16—42 | $1 - 0,008c$ | КОН | 0—24 | $1 - 0,0115c$ |
| NH ₃ | 0—40 | 1,0 | KCl | 0—31 | $1 - 0,0113c$ |
| NaOH | 0—57 | $1 - 0,032 \sqrt{c}$ | | | |

Теплота физико-химических превращений

Теплота парообразования (конденсации) зависит от температуры (давления) процесса испарения (конденсации).

Мольная теплота парообразования неполярных жидкостей при атмосферном давлении приближенно определяется в соответствии с правилом Трутона *

$$r_m = 21T_n \quad (\text{V. 11})$$

где r_m — теплота парообразования, $\text{кал}/\text{моль}$; T_n — температура кипения при атмосферном давлении, $^{\circ}\text{K}$.

Точное значение теплоты парообразования r ($\text{дж}/\text{кг}$) выражается уравнением Клаузиуса — Клапейрона

$$\frac{dp}{dT} = \frac{r}{T(v'' - v')} \quad (\text{V. 12})$$

где p — давление, $\text{н}/\text{м}^2$; T — абсолютная температура, $^{\circ}\text{K}$; v' , v'' — удельный объем жидкости и пара, $\text{м}^3/\text{кг}$.

Величину dp/dT можно определить одним из следующих способов:

дифференцированием уравнения, выражающего зависимость давления пара от температуры;

измерением углового коэффициента касательной к кривой на графике зависимости давления пара от температуры;

заменой производной отношением конечных, но малых разностей $\Delta p/\Delta T$; интегрированием в пределах, возможно более близких к данной температуре испарения.

Сопоставляя по уравнению (V. 12) данные для рассматриваемой жидкости и выбранной стандартной жидкости, для которой известна зависимость давления пара и теплоты парообразования от температуры, получим

$$r = \frac{r'}{K} \cdot \frac{M'}{M} \left(\frac{T}{T'} \right)^2 \quad (\text{V. 13})$$

где T , T' — температура кипения данной и стандартной жидкости при одном и том же давлении, $^{\circ}\text{K}$; r' — теплота парообразования стандартной жидкости при том же давлении, $\text{дж}/\text{кг}$ ($\text{ккал}/\text{кг}$); M , M' — молекулярный вес данной и стандартной жидкости, кг ; K — наклон линии Дюринга на графике, где приведены температуры кипения рабочей и стандартной жидкостей при одинаковом значении давления их паров [см. уравнение (VII. 19)].

Расчет теплоты парообразования при температуре T может быть также произведен по уравнению Ватсона

$$r = r_1 \left(\frac{T_{\text{кр}} - T}{T_{\text{кр}} - T_1} \right)^{0,38} \quad (\text{V. 14})$$

где r_1 — известное значение теплоты парообразования той же жидкости при температуре T_1 ; $T_{\text{кр}}$ — критическая температура жидкости.

Теплоту плавления можно определить по уравнению (V. 12). Однако ввиду отсутствия сведений об изменении температуры плавления в зависимости от давления следует пользоваться

* В системе СИ $r_m = 88\,000 T_n \text{ дж}/\text{кг}$. (Прим. ред.)

эмпирическими данными. Изменение теплоты плавления с изменением давления незначительно.

Теплоту сублимации можно также определить при помощи уравнения (V.12), если известно изменение давления пара твердого вещества при различной температуре. Можно также рассматривать теплоту сублимации аддитивно, как сумму теплот плавления и парообразования.

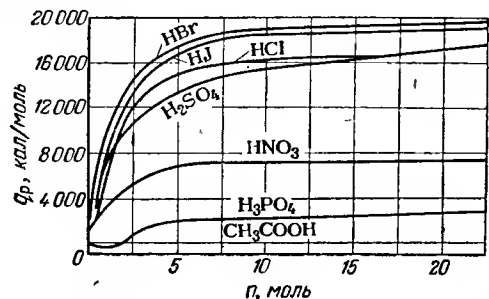


Рис. V-1. Теплоты растворения q_p некоторых кислот.

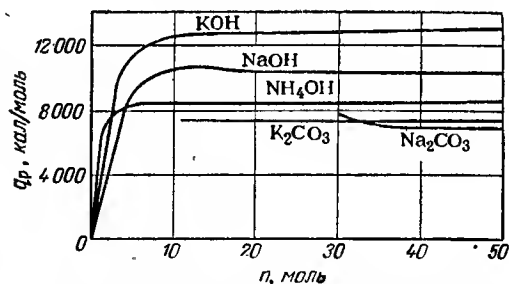


Рис. V-2. Теплоты растворения q_p некоторых щелочей и щелочных солей.

Для определения теплот растворения и разбавления (кристаллизации и концентрирования) необходимо располагать экспериментальными данными. Наиболее простой метод интерпретирования этих данных заключается в построении кривых, аналогичных кривым на рис. V-1 и V-2. На этих рисунках приведены значения теплоты, выделяющейся при растворении 1 моль кислоты или основания, в зависимости от числа молей n воды, в которых происходит растворение. Обычно теплоту растворения считают положительной при экзотермическом процессе и отрицательной — при эндотермическом.

Использование кривых рис. V-1 и V-2 для расчета, см. пример V.3.

СОСТАВЛЕНИЕ ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ

Уравнение теплового баланса является частным случаем закона сохранения энергии, когда изменение всех других видов энергии, кроме тепловой, равно нулю.

Согласно тепловому балансу

$$\begin{array}{ccccccc} \text{теплота,} & & \text{теплота,} & & \text{теплота,} & & \text{теплота,} \\ \text{поглощенная} & + & \text{содержащаяся} & = & \text{отдаваемая} & + & \text{оставшаяся} \\ \text{системой} & & \text{в системе} & & \text{системой} & & \text{в системе} \end{array} \quad (\text{V. 15})$$

В общем случае для непрерывных и периодических процессов на основании соотношения (V.15) можно написать

$$A_q = \frac{\partial}{\partial \tau} \left(\sum_{j=1}^{j=n} Q_j i_j \right) = \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} i_{j'} - \sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} i_{j''} + q \quad (\text{V. 16})$$

где A_q — тепло, аккумулированное системой (разность между энтальпиями системы в моменты $\tau + d\tau$ и τ), вт (ккал/ч); Q_j — количество j -го материала в системе, кг; $G_{j'}$ — количество j' -го материала, вводимого в систему в единицу времени, кг/сек (кг/ч); $G_{j''}$ — количество j'' -го материала, удаляемого из системы в единицу времени, кг/сек (кг/ч); n, n', n'' — число материалов, соответственно имевшихся, вводимых и удаляемых из системы; $i_j, i_{j'}, i_{j''}$ — удельные энтальпии j, j', j'' -го материалов, дж/кг (ккал/кг); q — тепло, поглощенное системой из внешней среды, вт (ккал/ч).

Для получения расчетных соотношений между энтальпиями, количествами материалов и временем необходимо проинтегрировать уравнение (V.16) в зависимости от условий протекания процесса. При интегрировании следует пользоваться также уравнениями материального баланса (II.4) и (II.5).

Для стационарных процессов (локальные значения параметров не изменяются во времени) количество аккумулированного тепла равно нулю, т. е. $A = 0$, поэтому уравнение теплового баланса принимает вид

$$\sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} i_{j''} - \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} i_{j'} = q \quad (\text{V. 17})$$

В уравнениях (V.16) и (V.17) энтальпии i_j представляют собой разность энтальпий, если исходить из начала отсчета, принимаемого одинаковым для всех материалов. Обычно в качестве такого начала принимается состояние вещества при 0°C .

Если энтальпии веществ не связаны с фазовыми превращениями, то уравнение (V.17) можно записать

$$\sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} \int_{T_0}^{T_{j''}} c_{j''} dT - \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} \int_{T_0}^{T_{j'}} c_{j'} dT = q \quad (\text{V. 18})$$

где $c_{j'}, c_{j''}$ — удельные теплоемкости j' -го и j'' -го материалов, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)]; $T_{j'}, T_{j''}$ — температуры j' -го и j'' -го материалов, $^\circ \text{K}$; T_0 — температура, от которой отсчитывается энтальпия, $^\circ \text{K}$.

Для периодических процессов расчетные соотношения аналогичны уравнениям (V.17) и (V.18), но вместо расходов веществ G_j в них вводят общее количество вещества Q_j , а вместо теплового потока — общее количество поглощенного системой тепла.

ПРИМЕРЫ

Пример V.1. Найти приблизительное значение теплоемкости 14,4%-ного раствора KCl и сравнить его с величиной, полученной опытным путем [$c_p = 0,825$ ккал/(кг·град)].

Решение. Удельная теплоемкость хлористого калия, согласно правилу Коппа

$$c_{\text{тв}} = \frac{\sum c_a}{M} = \frac{6,2 + 6,2}{75,5} = 0,164 \text{ ккал/(кг·град)}$$

где 6,2 ккал/(г-атом·град) — атомная теплоемкость K и Cl; 75,5 — молекулярный вес KCl.

Вычисленное значение хорошо согласуется с опытной величиной $c_{\text{тв}} = 0,163$ ккал/(кг·град).

Согласно уравнению (V.10), удельная теплоемкость раствора

$$c_p = \sum g_i c_i = (1 - 0,144) \cdot 1 + 0,144 \cdot 0,164 = 0,88 \text{ ккал/(кг·град)}$$

Используя соответствующее уравнение из табл. V-1, получим

$$c_p = 1 - 0,0113c = 1 - 0,0113 \cdot 14,4 = 0,837 \text{ ккал/(кг·град)}$$

Сравнивая расчетные данные с экспериментально найденной величиной, находим следующие значения относительной погрешности обоих методов:

$$\epsilon_1 = \frac{0,88 - 0,825}{0,825} \cdot 100 = 6,67\%$$

$$\epsilon_2 = \frac{0,837 - 0,825}{0,825} \cdot 100 = 1,45\%$$

Пример V.2. Определить теплоту парообразования этилового спирта при 110°С. Сравнить вычисленные различными методами значения с экспериментальным ($r = 7,77 \cdot 10^5$ дж/кг). Зависимость давления паров этилового спирта от температуры приведена ниже:

| Температура, °С | Давление паров, атм | Температура, °С | Давление паров, атм |
|-----------------|---------------------|-----------------|---------------------|
| 80 | 1,069 | 110 | 3,107 |
| 90 | 1,562 | 120 | 4,243 |
| 100 | 2,228 | 130 | 5,685 |

Плотности жидкости и пара при $p = 3,107$ атм составляют соответственно 706 и 4,86 кг/м³. Критическая температура этилового спирта — 243,1°С. Известно также, что при 80°С теплота парообразования спирта равна 200,1 ккал/кг.

Решение. а) Воспользуемся уравнением Клаузуса — Клапейрона (V.12)

$$\frac{dp}{dT} = \frac{r}{T(v'' - v')}$$

Для определения производной давления пара по температуре строим на рис. V-3 соответствующий график по данным, приведенным выше, и проводим касательную, соответствующую точке $t = 110^\circ\text{C}$. Ее угловой коэффициент равен

$$\frac{dp}{dT} = \frac{3,99}{40} \text{ атм/град} = \frac{3,99}{40} \cdot 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ н/(м}^2 \cdot \text{град)} = 1,012 \cdot 10^4 \text{ н/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Подставив это значение в уравнение (V.12), получим

$$r = 1,012 \cdot 10^4 (110 + 273) \left(\frac{1}{4,86} - \frac{1}{706} \right) = 7,95 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$$

б) Заменим производную dp/dT отношением разностей давления и температуры в интервале 100—120°С

$$\frac{dp}{dT} \approx \frac{\Delta p}{\Delta T} = \frac{4,243 - 2,228}{120 - 100} = 1,008 \text{ атм·град} = 1,023 \cdot 10^4 \text{ н/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Соответственно теплота парообразования

$$r = 8,05 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$$

в) Интегрируем уравнение (V.12), пренебрегая удельным объемом жидкости и считая пар идеальным газом

$$\frac{dp}{dT} = \frac{r}{Tv''} = \frac{pMr}{RT^2}$$

где $R = 8,315 \cdot 10^8$ — универсальная газовая постоянная, дж/(кмоль·град); M — масса 1 кмоль, кг/кмоль.

После разделения переменных и интегрирования получим

$$r = \frac{R}{M} \cdot \frac{T_1 T_2}{T_2 - T_1} \ln \frac{p_2}{p_1}$$

Подставим соответствующие значения температуры $t_1 = 100^\circ\text{C}$ и $t_2 = 120^\circ\text{C}$ и получим

$$r = \frac{8,315 \cdot 10^8}{46} \cdot \frac{373 \cdot 393}{393 - 373} 2,3 \lg \frac{4,243}{2,228} = 8,44 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$$

г) Воспользуемся уравнением (V.13), выбрав в качестве стандартной жидкости воду со следующими физическими параметрами:

| Давление, атм | Температура кипения, °С |
|---------------|-------------------------|
| $p_1 = 2,228$ | $t'_1 = 124,1$ |
| $p_2 = 4,243$ | $t'_2 = 146,3$ |
| $p = 3,107$ | $t = 135,2$ |

Теплота парообразования воды r при $p = 3,107$ атм равна $2,155 \cdot 10^6$ дж/кг; при 110°С давление паров этилового спирта $p = 3,107$ атм (стр. 116).

Определяем наклон линии Дюринга, т. е. константу K в уравнении (VII.19)

$$K = \frac{t_2 - t_1}{t'_2 - t'_1} = \frac{120 - 100}{146,3 - 124,1} = 0,9$$

Подставив найденные значения в уравнение (V.13), получим

$$r = \frac{r'}{K} \cdot \frac{M'}{M} \left(\frac{T}{T'} \right)^2 = \frac{2,155 \cdot 10^6}{0,9} \cdot \frac{18}{46} \left(\frac{110 + 273}{135,2 + 273} \right)^2 = 8,27 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$$

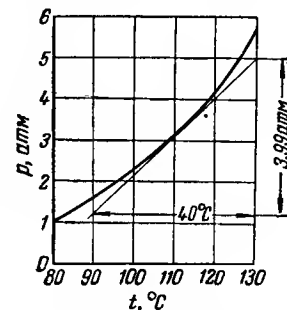


Рис. V-3. Графическое определение производной dp/dT .

д) Применяем уравнение Ватсона (V.14), если известно, что теплота парообразования этилового спирта r_1 при $t_1 = 80^\circ\text{C}$ равна $200,1 \text{ ккал/кг}$

$$r = r_1 \left(\frac{T_{\text{кр}} - T}{T_{\text{кр}} - T_1} \right)^{0,38} = 200,1 \cdot 4,19 \cdot 10^3 \left(\frac{243,1 - 110}{243,1 - 80} \right)^{0,38} = 7,76 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$$

Сравнение относительных погрешностей с экспериментальными при вычислении теплоты парообразования различными методами приведено ниже:

| Метод расчета | а | б | в | г | д |
|------------------------------|-------|-------|------|-------|-------|
| Относительная погрешность, % | -0,52 | +0,52 | +8,6 | +6,45 | -0,13 |

Результаты расчета с помощью методов а, б и д хорошо согласуются с экспериментальной величиной. Методы в и г, для использования которых необходимо знать лишь две температуры кипения вещества, менее точны, особенно при высоких давлениях, когда удельный объем пара заметно отличается от удельного объема идеального газа (в данном случае плотность идеального газа при тех же давлении и температуре составляет $4,54 \text{ кг/м}^3$, а пара $4,86 \text{ кг/м}^3$).

Пример V.3. Определить:

а) температуру нагревания воды при растворении безводного едкого кали в количестве, необходимом для образования 15%-ного раствора;

б) количество тепла, необходимого для концентрирования раствора КОН от 15 до 50 вес. %;

в) конечную температуру раствора при смешении 2 кг 50%-ного раствора КОН с 5 кг 15%-ного раствора КОН. Потерями тепла можно пренебречь. Начальная температура обоих растворов 20°C .

Решение. а) Температуру раствора определяем из уравнения теплового баланса

$$Gc_{15}t = G_1c_1t_0 + G_2c_2t_0 + Q_p$$

где G , G_1 , G_2 — массы раствора, воды и КОН; c_{15} , c_1 , c_2 — удельные теплоемкости; Q_p — теплота растворения.

Если расчет вести на $G = 1 \text{ кг}$ раствора, то $G_1 = 0,85 \text{ кг}$ и $G_2 = 0,15 \text{ кг}$. Для определения теплоты растворения воспользуемся рнс. V-2.

Мольное отношение $\text{H}_2\text{O} : \text{KOH}$

$$n = \frac{G_1/M_1}{G_2/M_2} = \frac{0,85/18}{0,15/57} = 18$$

Из рнс. V-2 для $n = 18$ получаем $q_p = 12800 \text{ ккал/моль} = 225 \text{ ккал/кг}$.

Удельную теплоемкость 15%-ного раствора КОН определяем по соответствующей формуле из табл. V-1.

$$c_{15} = 1 - 0,0115 \cdot 15 = 0,827 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$$

Удельную теплоемкость безводного едкого кали определяем по правилу Коппа

$$c_2 = \frac{6,2 + 4 + 2,3}{57} = 0,22 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$$

Подставив полученные значения в уравнение теплового баланса, получим температуру t раствора

$$t = \frac{t_0(G_1c_1 + G_2c_2) + G_2q_p}{Gc_{15}} = \frac{20(0,85 + 0,15 \cdot 0,22) + 0,15 \cdot 225}{0,827} = 62,4^\circ\text{C}$$

б) Теплота дегидратации рассчитывается как разность теплот растворения едкого кали при образовании 50- и 15%-ного растворов

$$q = q^{50} - q^{15}$$

Мольное отношение n , соответствующее концентрации раствора 50%, составляет

$$n = \frac{0,5 : 18}{0,5 : 57} = 3,16$$

Для этого значения n теплота разбавления определяется по рнс. V-2

$$q^{50} = 10000 \text{ ккал/кмоль} = 175 \text{ ккал/кг}$$

Следовательно

$$q = 175 - 225 = -50 \text{ ккал/кг}$$

т. е. концентрирование раствора КОН происходит с поглощением тепла.

в) Температуру раствора после смешения определяем с помощью уравнения теплового баланса, аналогичного приведенному в решении а

$$Gc_p t = G_1c_{50}t_0 + G_2c_{15}t_0 + Q_{\text{разб}}$$

Количество раствора G и его конечную концентрацию c вычисляем из уравнений материального баланса

$$G = G_1 + G_2 = 2 + 5 = 7 \text{ кг}$$

$$c = \frac{c_1G_1 + c_2G_2}{G} = \frac{50 \cdot 2 + 15 \cdot 5}{7} = 25\%$$

Удельная теплоемкость

$$c_p = 1 - 0,0115 \cdot 25 = 0,712 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$$

Поскольку формулу из табл. V-1 для расчета теплоемкости 25%-ного раствора нельзя применять при концентрации КОН, равной 50%, определяем удельную теплоемкость исходного концентрированного раствора по правилу аддитивности [уравнение (V.10)].

$$c_{50} = 0,5 + 0,5 \cdot 0,22 = 0,61 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$$

Теплоту смешения можно считать равной сумме теплот разбавления 50%-ного и дегидратации 15%-ного раствора до конечной концентрации.

Мольному отношению $n = \frac{75/18}{25/57} = 9,5$ на рнс. V-2 соответствует теплота разбавления

$$q_p^{25} = 12500 \text{ ккал/моль} = 219 \text{ ккал/кг}$$

Теплота смешения равна

$$Q = \frac{c_1G_1}{100} (q^{25} - q^{50}) + \frac{c_2G_2}{100} (q^{25} - q^{15}) = \frac{50}{100} 2(219 - 175) + \frac{15}{100} 5(219 - 225) = 39,5 \text{ ккал}$$

Конечная температура раствора

$$t = \frac{2 \cdot 0,61 \cdot 20 + 5 \cdot 0,827 + 39,5}{7 \cdot 0,712} = 29,5^\circ\text{C}$$

Пример V.4. В теплообменнике нагревают 1,81 кмоль/ч бутана от 20 до 550°С. Греющим агентом является газ, выходящий из реактора; состав газа (в мольн. долях): бутан $x_1 = 0,481$; пропилен $x_2 = 0,124$; метан $x_3 = 0,124$; этилен $x_4 = 0,094$; этан $x_5 = 0,094$; бутилен $x_6 = 0,0415$; водород $x_7 = 0,0415$. Начальная температура газа, поступающего в теплообменник, $T'_2 = 650^\circ\text{С}$. Мольная теплоемкость газов изменяется с температурой по закону $c_p = a + bT + cT^2$ {в ккал/(кмоль·град)}, где T — абсолютная температура. Константы a , b и c приведены в табл. V-2.

Таблица V-2. Значения коэффициентов a , b и c в уравнении $c_p = a + bT + cT^2$

| Газ | a | $10^3 b$ | $10^5 c$ | Газ | a | $10^3 b$ | $10^5 c$ |
|----------------|-------|----------|----------|---------------|-------|----------|----------|
| Бутан | 4,357 | 72,5 | -2,214 | Этан | 2,706 | 29,16 | -0,900 |
| Пропилен . . | 2,974 | 45,02 | -1,137 | Бутилен . . . | 5,132 | 61,76 | -1,930 |
| Метан | 3,422 | 17,84 | -0,416 | Водород . . . | 6,8 | 0,066 | 0,028 |
| Этилен | 1,375 | 41,85 | -1,380 | | | | |

Определить температуру греющего агента на выходе из теплообменника.

Решение. Если пренебречь потерями тепла, то тепловой баланс выражает равенство количеств тепла, отданного смесью газов и полученного бутаном. Количество тепла, полученное бутаном

$$Q_1 = N_B \int_{T''_1}^{T'_2} \bar{c}_p dT = 1,81 \int_{20+273}^{550+273} (4,357 + 0,0725 \cdot T - 2,214 \cdot 10^{-5} T^2) dT =$$

$$= 1,81 \cdot 4,357 (823 - 293) + \frac{0,0725}{2} (823^2 - 293^2) -$$

$$- \frac{2,14 \cdot 10^{-5}}{3} (823^3 - 293^3) = 35\,860 \text{ ккал/ч} = 42\,000 \text{ вт}$$

Количество тепла, отданного горячими газами

$$Q_1 = N_G \int_{T''_2}^{T'_2} \bar{c}_p dT = N_G \left[\bar{a} (T'_2 - T''_2) + \frac{\bar{b}}{2} (T'^2_2 - T''^2_2) + \frac{\bar{c}}{3} (T'^3_2 - T''^3_2) \right]$$

где \bar{c}_p — средняя теплоемкость смеси газов; \bar{a} , \bar{b} , \bar{c} , — средние значения коэффициентов a , b и c .

Определяем эти значения из выражения (V.9):

$$\bar{a} = \sum x_i a_i = 0,481 \cdot 4,357 + 0,124 \cdot 2,974 + 0,124 \cdot 3,422 +$$

$$+ 0,094 \cdot 1,375 + 0,094 \cdot 2,706 + 0,0415 \cdot 5,132 + 0,0415 \cdot 6,8 = 3,776$$

Аналогично получаем $\bar{b} = 52,02 \cdot 10^{-3}$ и $\bar{c} = -1,551 \cdot 10^{-5}$.

Подставив найденные значения в уравнение для расчета количества отданного тепла, получим

$$Q_2 = 2,24 \left[3,776 (923 - T''_2) + \frac{52,02}{2} \cdot 10^{-3} (923^2 - T''^2_2) - \right.$$

$$\left. - \frac{1,551}{3} \cdot 10^{-5} (923^3 - T''^3_2) \right] = 35\,860 \text{ ккал/ч}$$

Температура горячего газа на входе в теплообменник $T'_2 = 650 + 273 = 923^\circ\text{К}$, температура T''_2 на выходе газа из теплообменника определяется из кубического уравнения

$$1485 = T''_2 + 0,688 \cdot 10^{-2} T''^2_2 - 1,37 \cdot 10^{-6} T''^3_2 = f(T''_2)$$

Для этого на рис. V-4 строим график правой части уравнения и получаем, что $f(T''_2) = 1485$ при $T''_2 = 413^\circ\text{К}$, или 140°С .

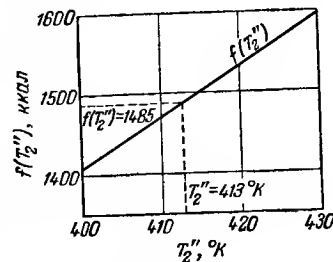


Рис. V-4. Графическое определение температуры греющих газов T''_2 .

Пример V.5. Сосуд емкостью $V = 6 \text{ м}^3$ заполнен раствором при температуре $t = 20^\circ\text{С}$. В сосуд начинают подавать $D_1 = 0,006 \text{ м}^3/\text{сек}$ раствора при $t_1 = 80^\circ\text{С}$. Определить температуру раствора в сосуде через 10 мин после начала поступления горячего раствора; а также определить, через сколько времени температура в сосуде станет практически равной (в пределах 1%) температуре горячего раствора. Сосуд оборудован мешалкой, обеспечивающей практически полное перемешивание раствора.

Решение. Так как сосуд заполнен, расход раствора на выходе D_2 будет равен расходу на входе. Уравнение теплового баланса сосуда имеет вид

$$Q_a = Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вых}}$$

т. е. количество аккумулированного тепла равно разности между количествами поступившего и удаляемого тепла. Для некоторого интервала времени dt , в течение которого температура раствора в сосуде изменяется на величину dt , можно написать

$$V \rho c_p dt = D_1 \rho_1 c_{p1} t_1 dt - D_2 \rho_2 c_{p2} t dt$$

В сосуде с помощью мешалки обеспечивается практически полное перемешивание, поэтому параметры раствора на выходе такие же, как и параметры всего раствора в сосуде. Если пренебречь изменением плотности ρ и удельной теплоемкости c_p при изменении температуры, то предыдущее уравнение примет вид:

$$V dt = D_1 (t_1 - t) dt$$

После разделения переменных и интегрирования получаем

$$\ln \frac{t_1 - t_0}{t_1 - t} = \frac{D_1}{V} \tau \quad (1)$$

Время, необходимое для выравнивания температур исходного горячего раствора и всего раствора в сосуде, определяем из условия $t_1 - t = 0,01 t_1$. Отсюда

$$\tau = \frac{V}{D_1} \ln \frac{t_1 - t_0}{0,01 t_1} = \frac{6}{0,006} \ln \frac{80 - 20}{0,01 \cdot 80} = 4320 \text{ сек} = 1,2 \text{ ч}$$

Для вычисления температуры раствора в сосуде через 10 мин преобразуем уравнение (1) и подставляем числовые значения величин

$$t = t_1 - (t_1 - t_0) e^{-\frac{D_1}{V} \tau} = 80 - (80 - 20) e^{-\frac{0,006}{6} \cdot 10 \cdot 60} = 47,1^\circ \text{C}$$

Пример V.6. В реакторе вода в количестве $M = 5000 \text{ кг}$ нагревается острым паром под давлением 2 ат. Определить время, необходимое для достижения температуры 90°C , если расход пара $G = 0,50 \text{ кг/сек}$. Начальная температура воды $t_0 = 15^\circ \text{C}$. Потери тепла в окружающую среду принять равными $Q_{\text{п}} = 15000 \text{ вт}$. Найти также закон изменения температуры во времени.

Решение. Острый пар конденсируется в воде, поэтому в момент τ количество воды равно $M + G\tau$. Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$(M + G\tau) ct = Gi''\tau + Mct_0 - Q_{\text{п}}\tau$$

Энтальпия насыщенного водяного пара $i'' = 2,71 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$; удельная теплоемкость воды $c = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$.

Из уравнения теплового баланса определяем время нагревания воды до заданной температуры

$$\tau = \frac{Mc(t - t_0)}{G(i'' - ct) - Q_{\text{п}}} = \frac{5000 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (90 - 15)}{0,5(2,71 \cdot 10^6 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 90) - 15000} = 1350 \text{ сек} = 0,376 \text{ ч}$$

Необходимое для нагревания воды количество пара G' равно

$$G' = G\tau = 0,5 \cdot 1350 = 675 \text{ кг}$$

Решая уравнение теплового баланса относительно температуры, получим

$$t = \frac{M}{M + G\tau} t_0 + \frac{(Gi'' - Q_{\text{п}})\tau}{(M + G\tau)c}$$

После подстановки в это уравнение числовых значений величин найдем закон изменения температуры (в $^\circ \text{C}$) во времени

$$t = \frac{7,5 \cdot 10^4 + 320\tau}{5 \cdot 10^3 + 0,5\tau}$$

ЗАДАЧИ

Задача V.1. Определить теплоту парообразования анилина при давлении $p = 0,2 \text{ атм}$, если температура кипения анилина при атмосферном давлении составляет 184°C , давление паров анилина при 160°C равно 390 мм рт. ст.

Указание. В качестве стандартной жидкости принять воду.

Задача V.2. Давление паров ацетона при 60, 70, 80, 90 и 100°C составляет соответственно 1,14; 1,58; 2,12; 2,81 и $3,67 \text{ атм}$. Определить теплоту парообразования ацетона при 80°C следующими методами:

- а) графическим определением производной dp/dT ;
- б) путем замены производной dp/dT отношением конечных разностей;
- в) интегрированием уравнения Клаузиуса — Клапейрона;
- г) при использовании в качестве стандартной жидкости воды.

Плотность парообразного и жидкого ацетона при равновесии и температуре 80°C составляет соответственно 4 и 719 кг/м^3 .

Задача V.3. Определить теплоту парообразования бензола при 160°C . Теплота парообразования при температуре кипения бензола $80,1^\circ \text{C}$ и атмосферном давлении составляет $r = 3,95 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$. Критическая температура бензола $t_{\text{кр}} = 288,5^\circ \text{C}$. Сравнить полученный результат с экспериментальным значением теплоты парообразования $r = 3,36 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$.

Задача V.4. Определить, какое количество тепла выделяется при смешении 3 кг 90%-ного раствора H_2SO_4 с 4 кг 20%-ного раствора этой кислоты.

Указание. Использовать рис. V-1.

Задача V.5. Определить температуру жидкости при смешении 4 кг 50%-ного раствора NaOH и 2 кг 15%-ного раствора NaOH . Начальная температура растворов 20°C .

Указание. Для определения теплоты смешения использовать рис. V-2. Удельную теплоемкость растворов NaOH определить по соответствующей формуле из табл. V-1.

Задача V.6. Определить энтальпию перегретых паров бензола при давлении 2230 мм рт. ст. и температуре 450°C . Удельная теплоемкость жидкого бензола $1730 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$; молярная теплоемкость паров бензола $C_m = -8,65 + 0,1158T - 7,54 \cdot 10^{-5}T^2 + 1,854 \times 10^{-8}T^3 \text{ кал/(моль} \cdot \text{град)}$ [температура выражена в $^\circ \text{K}$]. Теплоту парообразования определить по данным примера (V.3). Температура кипения бензола при давлении 2230 мм рт. ст. равна $t_k = 120^\circ \text{C}$.

Указание. Отсчет энтальпии производить от жидкого бензола при 0°C .

Задача V.7. Определить расход воды, необходимой для конденсации $5 \text{ м}^3/\text{сек}$ насыщенных водяных паров при давлении $0,2 \text{ атм}$. Охлаждающая вода входит в конденсатор смешения при температуре 20°C и выходит вместе с конденсатом при 50°C .

Задача V.8. В кристаллизаторе получают 2 т/ч кристаллов $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$. Концентрированный раствор входит при температуре 50°C и охлаждается до 25°C . Растворимость сернокислого железа составляет 47,6 части на 100 частей воды при 50°C и 29,8 части на 100 частей воды при 25°C . Определить расход охлаждающей воды, если ее начальная температура составляет 12°C , а конечная 20°C . Удельная теплоемкость концентрированного раствора равна $0,7 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$; теплота растворения сернокислого железа $q_p = -4,4 \text{ ккал/моль}$.

Указание. Удельные теплоемкости растворов вычислять, используя правило аддитивности.

Задача V.9. Определить, до какой температуры можно перегреть 500 кг/ч водяного пара, имеющего температуру 120°C и получающего тепло от топочных газов, содержащих 40 объемн.% CO_2 и 60 объемн.% N_2 . При этом газы охлаждаются от 580 до

300°С. Расход газов составляет 945 кг/ч. Теплоемкости C_p газов, выраженные в кал/(моль·град), изменяются с температурой t (°С) следующим образом:

$$\begin{aligned} \text{Двуокись углерода} & \dots\dots C_p = 9,085 + 4,8 \cdot 10^{-3}t - 0,83 \cdot 10^{-6}t^2 \\ \text{Азот} & \dots\dots\dots C_p = 6,94 + 0,68 \cdot 10^{-3}t - 0,13 \cdot 10^{-6}t^2 \\ \text{Водяной пар} & \dots\dots\dots C_p = 8,32 + 0,88 \cdot 10^{-3}t + 1,3 \cdot 10^{-6}t^2 \end{aligned}$$

Задача V.10. Два резервуара объемом 3 м³ каждый наполнены водой при температуре 25°С. Оба резервуара имеют мешалку, обеспечивающую полное перемешивание. В определенный момент в первый резервуар начинают подавать 2,5 кг/сек воды при 90°С. Вода, выходящая из первого резервуара, поступает во второй. Определить температуру воды во втором резервуаре через 30 мин после начала подачи теплой воды.

Указание. Так же как и в примере V.5, вывести уравнение для температуры воды на выходе из первого резервуара как функции от времени, а затем подставить это выражение в уравнение теплового баланса второго резервуара. Требуемую температуру определить интегрированием полученного дифференциального уравнения.

Задача V.11. Через резервуар с мешалкой (объем резервуара 5 м³) циркулирует $G = 1$ кг/сек раствора. Температура раствора на входе и в резервуаре равна 20°С. Определить время, требуемое для нагревания раствора в резервуаре до 60°С, не прерывая подачи свежего раствора, а также максимальную температуру нагревания раствора, если тепловой поток, поступающий в резервуар, составляет $Q = 200\,000$ вт. Плотность раствора $\rho = 1100$ кг/м³; удельная теплоемкость $c = 3800$ дж/(кг·град).

Указание. Так как резервуар снабжен мешалкой, обеспечивающей полное перемешивание, можно считать, что температура раствора на выходе равна температуре в резервуаре.

Задача V.12. По данным примера V.6 написать уравнение теплового баланса для бесконечно малого интервала времени $d\tau$, которому соответствует изменение температуры воды на величину dt . Показать, что при интегрировании дифференциального уравнения теплового баланса получается такое же выражение для изменения температуры во времени, как и в примере V.6.

Указание. Бесконечно малыми величинами второго порядка пренебречь.

ЛИТЕРАТУРА

Карапетьянц М. Х., Химическая термодинамика, Госхимиздат, 1953.
Бесков С. Д., Техно-химические расчеты, Изд. «Высшая школа», 1962.
Бретшнайдер Ст., Свойства газов и жидкостей, инженерные методы расчета, пер. с польск., Изд. «Химия», 1966.
Рид Р., Шервуд Т., Свойства газов и жидкостей, пер. с англ., Изд. «Химия», 1971.
Веннер Р., Термохимические расчеты, Издательство, 1950.

Варгафтик Н. Б. (ред.), Теплофизические свойства веществ. Справочник, Госэнергоиздат, 1963.
Перри Дж., Справочник инженера-химика, т. I, II, Изд. «Химия», 1969.

Глава VI

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

Теплопередачей называется совокупность явлений, характеризующих перенос тепловой энергии из одной точки пространства в другую.

ПЕРЕДАЧА ТЕПЛА ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ

1) Согласно закону Фурье, тепловой поток Q представляет собой количество тепла, переданное в единицу времени путем теплопроводности в направлении оси z :

$$Q = - \frac{\partial q}{\partial \tau} = - \lambda F \frac{\partial t}{\partial z} \quad (\text{VI } 1)$$

где q — тепло, переданное за время τ , вт/(ккал/ч); F — поверхность, через которую происходит теплопередача, м²; $\partial t/\partial z$ — градиент температуры, град/м; λ — коэффициент теплопроводности, вт/(м·град) (ккал·м·ч⁻¹·град⁻¹).

2) Коэффициент теплопроводности является физической константой, зависящей от природы и состояния вещества. В приложениях IV, VI и XII приведены значения коэффициентов теплопроводности некоторых наиболее распространенных веществ и материалов.

Для определения теплопроводности индивидуальных газов λ можно пользоваться уравнением

$$\begin{aligned} \lambda &= B c_v \mu \\ B &= \frac{9k - 5}{4} \end{aligned} \quad (\text{VI } 2)$$

где $k = c_p/c_v$ — показатель адиабаты; c_p , c_v — удельная теплоемкость при постоянном давлении и объеме, дж/(кг·град); μ — динамическая вязкость, н·сек/м².

Теплопроводность смесей газов можно определить с помощью приближенного уравнения

$$\lambda_{\text{см}} = \sum x_i \lambda_i \quad (\text{VI } 3)$$

где x_i — мольная доля i -го компонента; λ_i — теплопроводность i -го компонента.

Для определения *теплопроводности жидкостей* λ можно воспользоваться приближенным уравнением

$$\lambda = A c \gamma_{\text{отн}} \sqrt{\frac{\gamma_{\text{отн}}}{M}} \quad (\text{VI. 4})$$

где c — удельная теплоемкость жидкости, $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$; $\gamma_{\text{отн}}$ — относительная плотность (по отношению к воде); M — молекулярный вес; A — коэффициент, зависящий от степени ассоциации молекул жидкости; для неассоциированных жидкостей $A = 1,52$, а для ассоциированных жидкостей $A = 1,29$.

3) Передача тепла теплопроводностью в неподвижном слое жидкости описывается дифференциальным уравнением Фурье

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) = a \nabla^2 t \quad (\text{VI. 5})$$

где x, y, z — пространственные координаты; $a = \lambda / c \rho$ — коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{сек}$; c — удельная теплоемкость, $\text{дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$; ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\nabla^2 t$ — оператор Лапласа.

4) В случае передачи тепла при стационарном режиме, когда параметры не зависят от времени, уравнение (VI. 5) принимает вид

$$a \nabla^2 t = 0 \quad (\text{VI. 6})$$

Интегрируя уравнение (VI. 6) и используя уравнение (VI. 1), можно получить *уравнения теплопроводности через плоскую стенку с параллельными изотермическими поверхностями*. Если принять, что тепло распространяется вдоль оси x , перпендикулярной поверхностям стенок, следует начинать отсчет вдоль этой оси от одной поверхности к другой. Принимаем также, что теплопроводность λ не зависит от температуры. Тогда получим следующее выражение для распределения температуры по толщине стенки

$$t = t_1 - \frac{x}{\delta} \Delta t \quad (\text{VI. 7})$$

Соответственно величина теплового потока будет равна

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F \Delta t \quad (\text{VI. 8})$$

где t — температура на расстоянии x от одной из поверхностей стенки, $^{\circ}\text{C}$; δ — толщина стенки, м ; F — поверхность стенки, м^2 ; t_1, t_2 — температура обеих поверхностей стенки, $^{\circ}\text{C}$; $\Delta t = t_1 - t_2$ — перепад температуры по толщине стенки, $^{\circ}\text{C}$.

Для расчета *теплопроводности через многослойную плоскую стенку* пользуются уравнениями

$$\Delta t = \sum_1^n \Delta t_i \quad (\text{VI. 9})$$

где Δt — общий перепад температур, или температурный напор; Δt_i — температурный напор в i -ом слое; n — число слоев

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} F \Delta t_1 = \frac{\lambda_2}{\delta_2} \Delta t_2 = \dots = k F \Delta t \quad (\text{VI. 10})$$

где $k = \frac{1}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}$ — коэффициент теплопередачи за счет теплопроводности, $\text{дж} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); δ_i — толщина i -го слоя; λ_i — теплопроводность i -го слоя.

Суммарное термическое сопротивление слоя определяется выражением

$$\frac{1}{k} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} = \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} \quad (\text{VI. 11})$$

Расчет *теплопроводности через цилиндрическую стенку* в радиальном направлении ведут по уравнению

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F_{\text{ср}} \Delta t \quad (\text{VI. 12})$$

где $F_{\text{ср}} = 2\pi r_{\text{ср}} l$ — средняя поверхность; l — длина цилиндра; $r_{\text{ср}} = \frac{r_{\text{н}} - r_{\text{вн}}}{\ln \frac{r_{\text{н}}}{r_{\text{вн}}}}$ — среднелогарифмический радиус; $r_{\text{н}}$ — наружный радиус цилиндра; $r_{\text{вн}}$ — внутренний радиус цилиндра.

Для упрощения расчета при не очень толстых стенках ($d_{\text{н}}/d_{\text{вн}} < 1,5$) вместо среднелогарифмического радиуса можно использовать среднеарифметический радиус ($r_{\text{ср}} = \frac{r_{\text{вн}} + r_{\text{н}}}{2}$), а для очень тонких стенок ($\delta \ll r$) — любой из радиусов.

Для определения количества тепла, передаваемого путем *теплопроводности через многослойную цилиндрическую стенку*, применяется уравнение

$$Q = \frac{2\pi l \Delta t_1}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{\text{ср}, 1}}} = \frac{2\pi l \Delta t_2}{\frac{\delta_2}{\lambda_2 r_{\text{ср}, 2}}} = \dots = \frac{2\pi l \Delta t}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{\text{ср}, i}}} \quad (\text{VI. 13})$$

где $\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_n = \sum_1^n \Delta t_i$ — общий температурный напор; δ_i — толщина i -го слоя; λ_i — теплопроводность i -го слоя; $r_{\text{ср}, i}$ — средний радиус i -го слоя.

5) Количество передаваемого (или отнимаемого) тепла при нагревании (или охлаждении) твердых тел можно определить с помощью дифференциального уравнения (VI. 5) при граничных условиях, соответствующих форме тела, и известных начальных условиях.

При нагревании пластины толщиной $2r$ в условиях постоянства температуры ее поверхности и однородного начального

распределения температуры решение уравнения (VI.5) принимает вид сходящегося ряда

$$\frac{t' - t}{t^2 - t_n} = \frac{4}{\pi} \left\{ \exp \left[- \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{a\tau}{r^2} \right] \sin \frac{\pi x}{2r} + \frac{1}{3} \exp \left[-9 \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{a\tau}{r^2} \right] \sin \frac{3\pi x}{2r} + \frac{1}{5} \exp \left[-25 \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{a\tau}{r^2} \right] \sin \frac{5\pi x}{2r} + \dots \right\} \quad (\text{VI. 14})$$

где t — температура на расстоянии x от горячей поверхности * в момент времени τ ; t' — температура горячей поверхности, поддерживаемая постоянной; t_n — начальная температура пластины; a — коэффициент теплопроводности, $\text{м}^2/\text{сек}$.

Для упрощения расчетов Гарни и Лури построили по результатам интегрирования дифференциального уравнения (VI.5) графики в полулогарифмических координатах для тел разной формы при различных начальных условиях. В качестве переменных были взяты четыре безразмерных параметра

$$\left. \begin{aligned} X &= a \frac{\tau}{r^2}; & Y &= \frac{t' - t}{t' - t_n} \\ m &= \frac{\lambda}{a r_{\text{ср}}}; & n &= \frac{r}{r_{\text{ср}}} \end{aligned} \right\} \quad (\text{VI. 15})$$

где t' — температура греющей (охлаждающей) среды; t_n — начальная температура тела; a — коэффициент теплопроводности тела, $\text{м}^2/\text{сек}$; λ — коэффициент теплопроводности тела, $\text{дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); α — коэффициент теплоотдачи от греющей (охлаждающей) среды к поверхности тела, $\text{дж} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); r — радиус сферы или цилиндра, половина толщины пластины при двустороннем нагреве, или толщина пластины, нагреваемой с одной стороны и изолированной с противоположной, м ; t — температура в момент τ на расстоянии r (отмеряемом от центра или от плоскости симметрии тела), $^{\circ}\text{C}$.

Диаграммы Гарни — Лури для цилиндра, шара и пластины приведены на рис. 4 (Приложение XIX).

Задачи по теплопроводности в нестационарном режиме можно решать методом последовательных приближений, например с помощью конечных разностей (см. пример VI.6).

* При двустороннем нагревании пластины (симметричное температурное поле) удобнее отсчитывать значение x от плоскости симметрии в сторону поверхностей. В этом случае решение уравнения теплопроводности при указанных конечных условиях принимает вид (см. Лыков А. В., Теория теплопроводности, Изд. «Высшая школа», 1967 г., стр. 87):

$$\frac{T(x, \tau) - T_c}{T_0 - T_c} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2}{\mu_n} (-1)^{n+1} \cos \mu_n \frac{x}{R} \exp(-\mu_n^2 \text{Fo})$$

где $T(x, \tau)$ — температура в точке x в момент τ ; T_c — температура поверхности; T_0 — начальная температура пластины; R — полутолщина пластины;

$$\mu_n = (2n - 1) \frac{\pi}{2}$$

$$\text{Fo} = \frac{a\tau}{R^2}$$

(Прим. ред.)

ПЕРЕДАЧА ТЕПЛА КОНВЕКЦИЕЙ

1) По аналогии с передачей тепла теплопроводностью конвективный поток тепла выражается уравнением

$$Q = aF \Delta t \quad (\text{VI. 16})$$

где Q — количество тепла, передаваемое в единицу времени, вт ($\text{ккал}/\text{ч}$); F — поверхность теплообмена, м^2 ; Δt — разность между температурой массы жидкости и температурой теплоотдающей (тепловоспринимающей) поверхности, град ; α — коэффициент теплоотдачи, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$).

Для расчета коэффициентов теплоотдачи, которые зависят от различных факторов, влияющих на конвективный перенос тепла, используют критериальные уравнения. Эти уравнения устанавливаются на основании теорий подобия или размерности. Общий вид такого уравнения для определения коэффициента теплоотдачи от жидкости к стенке

$$\text{Nu} = f \left(\text{Re}, \text{Pr}, \text{Gr}, \frac{l_1}{l_0}, \frac{l_2}{l_0}, \dots \right) \quad (\text{VI. 17})$$

В уравнении (VI.17) $\text{Nu} = \frac{\alpha l}{\lambda}$ — критерий Нуссельта, который представляет собой соотношение между количествами тепла, переданного конвекцией и теплопроводностью, и характеризует интенсивность теплообмена; α — коэффициент теплоотдачи, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); λ — коэффициент теплопроводности, $\text{вт}/(\text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); l — линейный размер, определяющий процесс теплопередачи, м ; $\text{Re} = \frac{\omega l}{\nu}$ — критерий Рейнольдса, характеризующий режим движения среды (см. также гл. III); ω — скорость среды, $\text{м}/\text{сек}$; ν — кинематическая вязкость среды, $\text{м}^2/\text{сек}$; l — линейный размер, определяющий режим движения среды, м ; $\text{Pr} = \frac{\mu c}{\lambda}$ — критерий Прандтля, характеризующий физические свойства среды, в которой происходит теплоотдача; μ — динамическая вязкость жидкости, $\text{н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$; c — удельная теплоемкость жидкости, $\text{дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$]; $\text{Gr} = g l^3 \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^2 \beta \Delta t$ — критерий Грасгофа, характеризующий движение среды при свободной конвекции; g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{сек}^2$; l — определяющий линейный размер, м ; ρ — плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; β — коэффициент объемного расширения жидкости, град^{-1} ; Δt — разность между температурой стенки и жидкости, град ; $\frac{l_1}{l_0}, \frac{l_2}{l_0}$ — отношения между характерными линейными размерами, называемые инвариантами геометрического подобия.

ФОРМУЛЫ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛОТДАЧИ

Для расчета коэффициентов теплоотдачи выбирают уравнения, соответствующие определенным рабочим условиям. При решении этих уравнений значения физических параметров жидкостей находят в справочной литературе (или вычисляют), причем в качестве расчетной температуры обычно принимают среднее значение между температурами жидкости и стенки либо среднюю температуру жидкости.

Теплоотдача при вынужденном движении жидкости

Ламинарное течение вдоль плоской стенки

$$Re = \frac{wl}{\nu} < 100\,000$$

$$Nu = 0,664 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (VI. 18)$$

где $Nu = \frac{al}{\lambda}$; w — средняя скорость жидкости, м/сек; l — длина стенки в направлении движения жидкости, м; ν — кинематическая вязкость жидкости, м²/сек; λ — теплопроводность жидкости, Вт/(м·град).

Значения физических параметров принимаются при средней температуре

$$t_{cp} = \frac{1}{2} \left(t_{ст} + \frac{t' + t''}{2} \right) \quad (VI. 19)$$

где $t_{ст}$ — температура стенки; t', t'' — начальная и конечная температура жидкости.

Турбулентное течение вдоль плоской стенки

$$Re = \frac{wl}{\nu} > 500\,000$$

$$Nu = 0,057 (Re Pr)^{0,78} \quad (VI. 20)$$

[обозначения такие же, что и в формуле (VI. 18)].

Ламинарное течение в трубах

$$Re = \frac{wd}{\nu} < 2\,320$$

В этих условиях применимо уравнение Хансена

$$Nu = \left[3,65 + \frac{0,0668B}{1 + 0,045B^{2/3}} \right] \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \quad (VI. 21)$$

где

$$Nu = \frac{ad}{\lambda}$$

$$B = \frac{Re Pr d}{l}$$

$w = \frac{Q_{об}}{S}$ — средняя скорость жидкости, м/сек; $Q_{об}$ — объемный расход жидкости, м³/сек; S — площадь поперечного сечения потока, м²; d — внутренний диаметр трубы, м; l — длина трубы, м; $\mu_{ст}$ — вязкость жидкости при температуре стенки, н·сек/м².

Примечание. Отношение $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$, которое вводят в расчеты для учета направления теплоотдачи, оказывает значительное влияние на коэффициент теплоотдачи только в том случае, если разность между температурой стенки и жидкости велика или если вязкость жидкости сильно изменяется с температурой. Обычно же $(\mu/\mu_{ст})^{0,14} \approx 1$.

Уравнение используется как для газов, так и для жидкостей в интервале $10^{-1} < B < 10^4$.

Значения физических параметров, за исключением вязкости $\mu_{ст}$, которую берут при температуре стенки, принимаются при

средней арифметической температуре жидкости:

$$t_{cp} = \frac{t' + t''}{2} \quad (VI. 22)$$

где t', t'' — начальная и конечная температура жидкости.

Турбулентное течение в трубах ($Re > 10\,000$).

В этом случае коэффициент теплоотдачи рассчитывают по формуле

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^n \quad (VI. 23)$$

где показатель степени при Pr имеет значения $n = 0,4$ в случае нагревания и $n = 0,3$ в случае охлаждения.

Формула (VI. 23) действительна как для газов, так и для жидкостей, причем физические параметры выбираются при средней температуре жидкости t_{cp} [уравнение (VI. 22)].

При турбулентном движении жидкостей в трубах в пределах $7000 < Re < 10^6$ и $1 < Pr < 500$ может быть рекомендовано уравнение

$$Nu = 0,024 \left[1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{1/4} \right] Re^{0,8} Pr^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \quad (VI. 24)$$

Значения физических параметров для расчета по уравнению (VI. 24) выбирают так же, как и при расчете по формуле (VI. 21).

Формула (VI. 24) позволяет учитывать влияние возмущений потока на концах трубы.

При турбулентном движении ($7000 < Re < 10^6$ и $0,7 < Pr < 10$) газов и перегретых паров в трубах применяется аналогичная формула

$$Nu = 0,024 \left[1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{1/4} \right] Re^{0,786} Pr^{0,45} \quad (VI. 25)$$

причем средняя температура t_{cp} , при которой находят значения физических параметров, вычисляется по уравнению (VI. 19).

При движении воды в трубах для вычисления коэффициента теплоотдачи α [Вт/(м²·град)] рекомендуется более простая формула

$$\alpha = 1,545 (1 + 0,0156 t_{cp}) \frac{w^{0,8}}{d^{0,2}} \quad (VI. 26)$$

где t_{cp} — средняя температура воды [уравнение (VI. 22)], °С; w — скорость воды, м/сек; d — внутренний диаметр трубы, м.

При переходном режиме движения жидкости ($2300 < Re < 7000$) отсутствуют надежные формулы для определения коэффициента теплоотдачи. Для приближенных расчетов рекомендуется следующее уравнение:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43} \quad (VI. 27)$$

Физические параметры в данном случае также выбираются при средней температуре жидкости t_{cp} , которую находят по формуле (VI. 22).

При движении жидкости в изогнутых трубах (в частности, в змеевиках) коэффициент теплоотдачи рассчитывается по формуле

$$\alpha_{кр} = \alpha \left(1 + 1,77 \frac{d}{R_{кр}} \right) \quad (VI. 28)$$



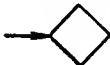
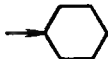
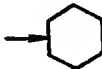
где $\alpha_{кр}$ — коэффициент теплоотдачи в изогнутой трубе; α — коэффициент теплоотдачи в прямой трубе; d — диаметр трубы; $R_{кр}$ — радиус кривизны (для змеевиков — половина диаметра витка змеевика).

При движении в трубопроводах некруглого сечения диаметр d заменяют эквивалентным диаметром

$$d_{эkv} = \frac{4S}{\Pi} \quad (VI. 29)$$

где S — площадь поперечного сечения трубы; Π — смоченный периметр трубы, соответствующий ее поперечному сечению, через которое происходит теплоотдача.

Таблица VI-1. Значения констант C и m

| Форма сечения | Пределы измерения Re | C | m | |
|--|----------------------|--------|-------|--|
| Трубы  | { 0,4—4 | 0,891 | 0,330 | |
| | 4—40 | 0,821 | 0,385 | |
| | 40—4 000 | 0,615 | 0,466 | |
| | 4 000—40 000 | 0,174 | 0,518 | |
| | 40 000—400 000 | 0,0239 | 0,805 | |
| Профилированные стержни     | { 5 000—100 000 | 0,0921 | 0,675 | |
| | 5 000—100 000 | 0,222 | 0,588 | |
| | 5 000—19 500 | 0,144 | 0,638 | |
| | 19 500—100 000 | 0,0347 | 0,782 | |

Для жидкостей, движущихся перпендикулярно к трубе или к профилированному стержню, при $10^{-1} < Re < 10^6$ рекомендуется формула

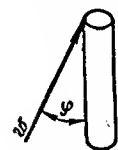
$$Nu = 1,11C Re^m Pr^{0,31} \left(0,785 \frac{T_{ст}}{T_{ср}} \right)^{m/4} \quad (VI. 30)$$

где $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$; $Re = \frac{wd}{\nu}$; d — наружный диаметр, м; w — скорость жидкости в свободном сечении перед трубой, м/сек; $T_{ст}$ — средняя температура стенки трубы, °К; $T_{ср}$ — средняя температура жидкости по формуле (VI.22), °К; C и m — константы, значения которых приведены в табл. VI-1.

При использовании формулы (VI.30) значения физических параметров берут при температуре $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI.19).

Множитель $\left(0,785 \frac{T_{ст}}{T_{ср}} \right)^{m/4}$ имеет существенное значение только для газов (область применения $20^\circ C < t_{ср} < 1000^\circ C$); для жидкостей этот множитель равен единице.

В случае движения жидкости под косым углом к оси трубы коэффициент теплоотдачи α_ϕ определяется умножением величины коэффициента α , найденного по формуле (VI. 30), на поправочный коэффициент b , значения которого приведены ниже:



$$b = \alpha_\phi / \alpha \quad \begin{matrix} \phi^\circ & \dots & 90 & 80 & 70 & 60 & 50 & 40 & 30 & 20 & 10 \\ & \dots & 1 & 1 & 0,99 & 0,95 & 0,86 & 0,75 & 0,63 & 0,5 & 0,42 \end{matrix}$$

При движении жидкости перпендикулярно пучку труб применяется формула, предложенная Кольбурном

$$Nu = C\beta Re^{0,6} Pr^{1/3} \quad (VI. 31)$$

в которой $C = 0,33$ для шахматного пучка и $C = 0,26$ для корридорного пучка. Значения коэффициента β в зависимости от числа рядов труб в пучке приведены ниже:

| Число рядов труб | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 и более |
|---|------|------|------|------|------|------|------|------|------------|
| Значения β для шахматного пучка | 0,73 | 0,82 | 0,88 | 0,91 | 0,94 | 0,96 | 0,98 | 0,99 | 1,0 |
| Значения β для корридорного пучка | 0,8 | 0,87 | 0,9 | 0,92 | 0,94 | 0,96 | 0,98 | 0,99 | 1,0 |

Значения физических параметров выбирают при $t_{ср}$, найденной по формуле (VI. 22). При вычислении критериев Re и Pr в качестве определяющего линейного размера принимают наружный диаметр труб. Скорость движения жидкости подбирают по наименьшей площади поперечного сечения для прохода жидкости между трубами.

При движении жидкости под углом к пучку труб значения коэффициента теплоотдачи α умножают на поправочный коэффициент b , приведенный выше.

Для расчета коэффициентов теплоотдачи от жидкостей, движущихся в межтрубном пространстве теплообменников, применяют формулу (VII.9).

При теплоотдаче в жидкостях, перемешиваемых в сосуде с мешалкой, расчет α ведут по уравнению

$$Nu = C Re^m Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0.14} \quad (VI.32)$$

где $Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; C — константа; при охлаждении или нагревании через рубашку $C = 0,36$; при охлаждении или нагревании с помощью змеевиков $C = 0,87$; $Re = \frac{nd^2}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; $m = 2/3$ при наличии рубашки и $m = 0,62$ при охлаждении или нагревании с помощью змеевиков; $\mu, \mu_{ст}$ — вязкость жидкости соответственно при температуре в сосуде и при температуре стенки; D — внутренний диаметр сосуда, м; d — диаметр окружности, описываемой мешалкой, м; n — число оборотов мешалки, об/сек.

Значения физических параметров принимают при средней температуре жидкости $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI.22).

При стекании пленки жидкости по вертикальной поверхности можно применять формулы:

для турбулентного движения при $Re > 2000$

$$Nu = 0,01 (Ga Pr Re)^{1/3} \quad (VI.33)$$

для ламинарного движения при $Re < 2000$

$$Nu = 0,67 (Ga^2 Pr^3 Re)^{1/3} \quad (VI.34)$$

где $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; $Re = \frac{w d_{эв}}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; $Ga = \frac{l^3 g}{\nu^2}$ — критерий Галлеля; l — высота стенки, м; $w = \frac{Q_{об}}{S}$ — средняя скорость жидкости, м/сек; $Q_{об}$ — объемный расход жидкости, м³/сек; S — площадь сечения потока, м²; $d_{эв} = \frac{4S}{\Pi}$ — эквивалентный диаметр, м; Π — смоченный периметр, м; g — ускорение свободного падения, м/сек².

Значения физических параметров подставляют при средней температуре жидкости $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI.19).

Смоченный периметр равен ширине пластины l (в случае стекания по пластине) или длине окружности с внутренним диаметром $d_{вн}$ или наружным диаметром $d_{н}$ (в случае стекания по внутренней или наружной поверхности трубы).

Площадь поперечного сечения потока

при стекании по пластине $S = l\delta$

при стекании по внутренней поверхности трубы

$$S = \frac{\pi}{4} [d_{вн}^2 - (d_{вн} - \delta)^2]$$

при стекании по наружной поверхности трубы

$$S = \frac{\pi}{4} [(d_{н} + \delta)^2 - d_{н}^2]$$

Определение толщины пленки δ — см. гл. III.

При движении газа (жидкости) по трубе через неподвижный слой частиц для расчета среднего коэффициента теплоотдачи от газа к стенке трубы может быть использовано уравнение Лева

$$Nu = \frac{0,813}{\exp \left(6 \frac{d_q}{d} \right)} Re^{0,9} \quad (VI.35)$$

где $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; $Re = \frac{w d_q}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; d_q — диаметр шарообразных частиц, м; d — диаметр трубы, м; $w = Q_{об} / \left(\pi \frac{d^2}{4} \right)$ — фиктивная скорость газа, м/сек; $Q_{об}$ — объемный расход газа, м³/сек.

Значения физических параметров подставляют при средней температуре газа $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI.22).

Для нешарообразных частиц их диаметр d_q принимают равным диаметру шара поверхностью, равной средней поверхности частицы

$$d_q = \frac{\sqrt{F_q}}{\pi} \quad (VI.36)$$

где F_q — поверхность частицы.

При движении газа (жидкости) через псевдоожиженный слой частиц можно пользоваться следующими уравнениями:

при теплоотдаче от внешних стенок сосуда — формулой Лева

$$Nu = 0,16 \left(\frac{c_{тв} p_{тв} d_q^{1,5} g^{0,5}}{\lambda} \right)^{0,4} \left(Re \frac{\eta}{R} \right)^{0,36} \quad (VI.37)$$

при теплоотдаче от встроенных в слой поверхностей нагрева — формулой Вендера и Купера

$$Nu \frac{1}{1 - e} \left(\frac{\lambda}{c_p \rho} \right)^{0,43} = m C Re^{0,23} \left(\frac{c_{тв}}{c_p} \right)^{0,80} \left(\frac{p_{тв}}{\rho} \right)^{0,66} \quad (VI.38)$$

где $Nu = \frac{\alpha d_q}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; $Re = \frac{w d_q}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; λ — теплопроводность газа, Вт/(м·град) (ккал·м⁻¹·ч⁻¹·град⁻¹); $c_{тв}$ — удельная теплоемкость твердых частиц, Дж/(кг·град) (ккал/(кг·град)); c_p — удельная теплоемкость газа, Дж/(кг·град) (ккал/(кг·град)); $p_{тв}$ — плотность твердых частиц, кг/м³; ρ — плотность газа, кг/м³; e — порозность слоя; η — эффективность псевдоожижения; R — расширение слоя (см. гл. III); d_q — диаметр частицы, м; D — диаметр колонны, м; w — скорость газа в пустой колонне, м/сек; C — поправочный коэффициент, зависящий от положения внутренней поверхности теплообмена; m — константа, равная $1,18 \cdot 10^{-2} (m^2/ч)^{0,43}$ или $3,5 \cdot 10^{-4} (m^2/сек)^{0,43}$.

Значения коэффициента C в зависимости от отношения расстояния R_T поверхности нагрева от оси колонны к радиусу колонны $D/2$ приведены ниже:

| | | | | | | | | |
|-------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| $2 \frac{R_T}{D}$ | 0 | 0,1 | 0,2 | 0,3 | 0,4 | 0,5 | 0,6 | 0,7 |
| C | 1,00 | 1,47 | 1,67 | 1,73 | 1,76 | 1,72 | 1,66 | 1,57 |

Для расчета теплообмена между газом (жидкостью) и частицами в псевдоожиженном слое могут быть использованы:

общая формула Франца

$$Nu = 0,016 Re^{1,3} Pr^{0,67} \quad (VI. 39)$$

формулы, полученные Руккенштейн и Теоряну для однородного псевдооживления

$$Nu = 0,426 Re^{0,30} Pr^{1/3} Ar^{0,17} \quad \text{при} \quad Re Ar^{0,4} < 2,15 \quad (VI. 40)$$

$$Nu = 0,943 Re^{-1} Pr^{1/3} Ar^{0,69} \quad \text{при} \quad Re Ar^{0,4} > 2,15 \quad (VI. 41)$$

В этих формулах:

$$Nu = \frac{ad_q}{\lambda} - \text{критерий Нуссельта}$$

$$Ar = \frac{d^3 g}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_{\text{тв}} - \rho}{\rho} - \text{критерий Архимеда}$$

$$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda} - \text{критерий Прандтля для газа}$$

Остальные обозначения — см. формулы (VI. 37) и (VI. 38).

Теплоотдача при свободной конвекции

Для расчета коэффициента теплоотдачи при свободной конвекции жидкостей в больших сосудах или трубах применяют общую формулу

$$Nu = C (Gr Pr)^m \quad (VI. 42)$$

где C и m — константы, зависящие от произведения $GrPr$, формы и положения поверхности теплообмена (табл. VI-2); $Gr = \frac{g l^3}{\nu^2} \beta \Delta t$ — критерий Грасгофа;

$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda}$ — критерий Прандтля; $Nu = \frac{al}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; l — определяющий линейный размер, м; Δt — разность между температурой стенки и температурой жидкости, град.

Значения физических параметров подставляют при средней температуре $t_{\text{ср}}$, определяемой по формуле (VI. 22), за исключением коэффициента объемного расширения, величину которого находят при температуре жидкости.

При теплообмене за счет свободной конвекции воздуха можно пользоваться упрощенными уравнениями, приведенными в табл. VI-3.

Расчет теплообмена для неподвижного слоя жидкости, заключенного между двумя стенками, может проводиться по формулам (VI. 8) и (VI. 12) при условии замены коэффициента теплопроводности λ эквивалентным коэффициентом теплопроводности $\lambda_{\text{экв}}$, учитывающим перенос тепла как за счет теплопроводности, так и конвекции.

Таблица VI-2. Значения коэффициента C и показателя степени m в уравнении (VI.42)

| Форма и положение поверхности теплообмена | Определяющий линейный размер | Область применимости | C | m |
|---|---------------------------------------|---|-------|-------|
| Вертикальные цилиндры | Высота цилиндра | $GrPr < 10^8$ | 0,56 | $1/4$ |
| | | $GrPr > 10^8$ | 0,129 | $1/3$ |
| Вертикальные пластины | Высота пластины | $GrPr < 10^8$ | 0,56 | $1/4$ |
| | | $GrPr > 10^8$ | 0,129 | $1/3$ |
| Горизонтальные цилиндры | Диаметр цилиндра | $GrPr < 10^9$ | 0,47 | $1/4$ |
| | | $GrPr > 10^9$ | 0,10 | $1/3$ |
| | Сторона пластины | $10^5 < GrPr < 2 \cdot 10^7$ | 0,54 | $1/4$ |
| | | $2 \cdot 10^7 < GrPr < 3 \cdot 10^{10}$ | 0,14 | $1/3$ |
| Горизонтальные квадратные пластины | Верхняя поверхность нагретой пластины | То же | 0,25 | $1/4$ |
| | Нижняя поверхность нагретой пластины | | | |
| | Верхняя поверхность холодной пластины | » | 0,25 | $1/4$ |
| | Нижняя поверхность холодной пластины | » | 0,54 | $1/4$ |
| | | $2 \cdot 10^7 < GrPr < 3 \cdot 10^{10}$ | 0,14 | $1/3$ |

Таблица VI-3. Уравнения теплоотдачи для воздуха при свободной конвекции

| Форма и положение поверхности теплообмена | Определяющий размер | Коэффициент теплоотдачи α , $вт/м^2 \cdot \text{град}$ | |
|--|------------------------------|---|--|
| | | $l^3 \Delta t < 2 \text{ град} \cdot \text{м}^3$ | $l^3 \Delta t > 2 \text{ град} \cdot \text{м}^3$ |
| Вертикальные пластины или цилиндры большого диаметра | Высота пластины или цилиндра | $\alpha = 1,36 \left(\frac{\Delta t}{l} \right)^{1/4}$ | $\alpha = 1,97 \Delta t^{1/4}$ |
| Вертикальные или горизонтальные цилиндры | Наружный диаметр цилиндра | $\alpha = 1,17 \left(\frac{\Delta t}{l} \right)^{1/4}$ | $\alpha = 1,64 \Delta t^{1/4}$ |
| Горизонтальные квадратные пластины | Сторона пластины | $\alpha = 1,31 \left(\frac{\Delta t}{l} \right)^{1/4}$ | $\alpha = 2,30 \Delta t^{1/4}$ |
| Верхняя поверхность | То же | $\alpha = 0,58 \left(\frac{\Delta t}{l} \right)^{1/4}$ | — |
| Нижняя поверхность | | | |

При вычислении эквивалентной теплопроводности в первом приближении можно пользоваться формулой Крауссольтца

$$\frac{\lambda_{\text{экв}}}{\lambda} = 0,11 (Gr Pr)^{0,29} \quad (VI. 43)$$

где λ — теплопроводность жидкости.

Более точный расчет эквивалентной теплопроводности может быть проведен по формуле Ниманна

$$\frac{\lambda_{\text{экв}}}{\lambda} = 1 + \frac{m (\text{Gr Pr})^r}{\text{Gr Pr} + n} \quad (\text{VI. 44})$$

в которой константы m , n и r зависят от геометрической формы слоя жидкости и направления теплового потока (табл. VI-4).

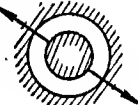


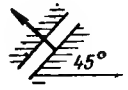

В формулах (VI.43) и (VI.44) значения физических параметров принимают при средней температуре жидкости между обеими стенками, ограничивающими слой жидкости. Определяющий размер, входящий в критерий Грасгофа, — толщина слоя жидкости.

При небольших скоростях вынужденного движения жидкости необходимо учитывать кроме свободной конвекции также вынужденную.

Влиянием свободной конвекции можно пренебречь (оно составляет $< 5\%$), если

$$\text{Gr} \leq 0,3 (\text{Re})^2 \quad (\text{VI. 45})$$

Таблица VI-4. Значения констант m , n и r в уравнении (VI.4)

| Геометрическая форма слоя жидкости и направление теплового потока | m | $n \cdot 10^{-4}$ | r |
|---|--------|-------------------|-------|
|  | 0,119 | 1,45 | 1,27 |
|  | 0,070 | 0,32 | 1,333 |
|  | 0,0236 | 1,01 | 1,393 |
|  | 0,043 | 0,41 | 1,360 |
|  | 0,025 | 1,30 | 1,360 |

В тех случаях, когда трудно определить преобладает ли свободная или вынужденная конвекция, следует вычислить коэффициенты теплоотдачи для обоих случаев и принять наибольшее значение.

Теплоотдача при конденсации паров

Коэффициент теплоотдачи при пленочной конденсации насыщенного пара на вертикальных стенках или трубах рассчитывается по формуле Нуссельта

$$\alpha = \frac{\alpha'}{\sqrt[4]{H(t - t_{\text{ст}})}} \quad (\text{VI. 46})$$

где

$$\alpha' = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu}} \quad (\text{VI. 47})$$

По данным некоторых авторов, расчетные данные более согласуются с опытными при замене коэффициента 0,943 в уравнении (VI.47) коэффициентом 1,13.

В формулах (VI.46) и (VI.47) α — коэффициент теплоотдачи, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); H — высота стенки (трубы), м ; $t_{\text{ст}}$ — температура стенки, $^{\circ}\text{C}$; t — температура пара, $^{\circ}\text{C}$; r — теплота парообразования, $\text{дж}/\text{кг}$; ρ — плотность конденсата, $\text{кг}/\text{м}^3$; g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{сек}^2$; λ — теплопроводность конденсата $\text{вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); μ — динамическая вязкость конденсата, $\text{н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$.

Значения физических свойств подставляют при средней температуре пленки конденсата

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_{\text{ст}} + t}{2} \quad (\text{VI. 48})$$

Ниже приведены значения α' для паров воды в зависимости от средней температуры $t_{\text{ср}}$:

| $t_{\text{ср}}, ^{\circ}\text{C}$ | Значение α' | | |
|-----------------------------------|--|--|--|
| | $\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ | $\text{дж} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ | $\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ |
| 0 | 5 660 | | 6 585 |
| 10 | 6 260 | | 7 280 |
| 20 | 6 810 | | 7 920 |
| 30 | 7 320 | | 8 515 |
| 40 | 7 820 | | 9 095 |
| 50 | 8 285 | | 9 635 |
| 60 | 8 735 | | 10 525 |
| 70 | 9 165 | | 10 660 |
| 80 | 9 590 | | 11 155 |
| 90 | 10 010 | | 11 640 |
| 100 | 10 420 | | 12 095 |
| 110 | 10 820 | | 12 585 |
| 120 | 11 190 | | 13 015 |
| 130 | 11 530 | | 13 410 |
| 140 | 11 850 | | 13 780 |
| 150 | 12 180 | | 14 165 |
| 160 | 12 490 | | 14 525 |
| 170 | 12 770 | | 14 850 |
| 180 | 13 020 | | 15 140 |
| 190 | 13 210 | | 15 365 |
| 200 | 13 370 | | 15 550 |

Формула (VI.46) действительна при ламинарном движении пленки конденсата, которое характеризуется условием

$$H(t - t_{\text{ст}}) \leq H(t - t_{\text{ст}})_{\text{кр}}$$

где

$$H(t - t_{\text{ст}})_{\text{кр}} = 2680 \frac{r\mu^{5/3}}{\lambda p^{2/3} g^{1/3}} \quad (\text{VI. 49})$$

Значения произведения $H(t - t_{\text{ст}})_{\text{кр}}$ для насыщенного водяного пара приведены ниже:

| | | | | | | | |
|---|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Температура, °С | 100 | 150 | 200 | 250 | 300 | 350 | 374 |
| $H(t - t_{\text{ст}})_{\text{кр}}$, м/град | 52 | 25 | 15 | 11 | 8,1 | 4,9 | 0 |

Если $H(t - t_{\text{ст}}) > H(t - t_{\text{ст}})_{\text{кр}}$, движение пленки становится турбулентным и коэффициент теплоотдачи определяется по формуле

$$\alpha = 3 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{H(t - t_{\text{ст}}) \lambda^3 p^2 g}{r\mu^3}} \quad (\text{VI. 50})$$

При теплоотдаче от жидкости к наклонной трубе или стенке можно использовать формулу

$$\alpha_{\beta} = \alpha \sqrt[4]{\sin \beta} \quad (\text{VI. 51})$$

где β — угол между трубой (стенкой) и горизонтальной плоскостью; α — коэффициент теплоотдачи для вертикальной трубы.

При конденсации на горизонтальной трубе

$$\alpha = \alpha' \cdot 0,77 \left(\frac{H}{d} \right)^{1/4} \quad (\text{VI. 52})$$

где α' — коэффициент теплоотдачи для вертикальной трубы (стенки) высотой H ; d — наружный диаметр трубы.

Пользуясь формулой (VI.52), можно получить достаточно точные результаты при расчете теплоотдачи в условиях конденсации пара на горизонтальном пучке труб.

Если скорость пара превышает 10 м/сек, то коэффициент теплоотдачи определяют по формуле

$$\alpha = 0,023 \frac{\lambda}{\mu} w_{\text{п}} \rho_{\text{п}} \sqrt{\frac{\rho}{\rho_{\text{п}}}} \text{Pr}_{\text{п}} \lambda_{\text{тр}} \quad (\text{VI. 53})$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ — коэффициент трения при движении пара по сухой трубе [см. уравнение (III.31)].

Величины с индексом p относятся к пару, параметры без индексов, как и ранее, — к конденсату.

Коэффициент теплоотдачи α' при конденсации паров, содержащих неконденсируемые газы, можно определить по формуле

$$\frac{\alpha' - \alpha_1}{\alpha - \alpha_1} = e^{-Cp} \quad (\text{VI. 54})$$

где α — коэффициент теплоотдачи от чистого пара; α_1 — коэффициент теплоотдачи от неконденсируемых газов; Y — мольное отношение неконденсируемого газа к пару; C — константа, характерная для каждой смеси; например, для смеси водяной пар—воздух $C = 1,1$; для смеси водяной пар—метан $C = 1,8$.

Теплоотдача при кипении жидкости

При невысокой интенсивности нагревания *поверхностное кипение* определяется количеством тепла, поступающим от греющей поверхности практически только за счет свободной конвекции жидкости:

для вертикальной греющей поверхности

$$\text{Nu} = 0,61 (\text{Gr Pr})^{1/4} \quad (\text{VI. 55})$$

для горизонтальной греющей поверхности

$$\text{Nu} = 0,16 (\text{Gr Pr})^{1/3} \quad (\text{VI. 56})$$

Уравнения (VI.55) и (VI.56) применимы в области $\text{Gr Pr} < 10^9$. Обозначения величин и температура, при которой подставляют физические параметры, те же, что и в уравнениях теплоотдачи свободной конвекцией [см. уравнения (VI.42) — (VI.45)].

При ядерном кипении в больших аппаратах размеры кипятильников рационально выбирать таким образом, чтобы не выходить за пределы области ядерного кипения, характеризующего условием $q < q_{\text{кр}}$. Если удельная тепловая нагрузка $q > q_{\text{кр}}$, коэффициент теплоотдачи начинает снижаться из-за постепенного перехода от ядерного к пленочному кипению.

Для определения критической тепловой нагрузки $q_{\text{кр}}$ можно использовать уравнение Розенова и Гриффита

$$q_{\text{кр}} = C_{\text{рп}} r \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{0,6} \quad (\text{VI. 57})$$

где $\rho_{\text{п}}$ — плотность пара, кг/м³; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³; r — теплота парообразования, Дж/кг (ккал/кг); C — константа, равная 43,6 м/ч или $1,21 \cdot 10^{-2}$ м/сек; величина $q_{\text{кр}}$ выражается в Вт/м² [ккал/(м² · ч)].

Для воды, кипящей при атмосферном давлении, коэффициент теплоотдачи определяют по формуле

$$\alpha = 1100 + 0,077q [\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})] \quad (\text{VI. 58})$$

Влияние давления на коэффициент теплоотдачи можно определить с помощью соотношения

$$\alpha_p = \alpha_0 \left(\frac{p}{p_0} \right)^{0,25} \quad (\text{VI. 59})$$

где α_p — коэффициент теплоотдачи при давлении p ; α_0 — коэффициент теплоотдачи при атмосферном давлении.

Для расчета коэффициента теплоотдачи при кипении воды под давлением от 0,2 до 100 ат можно пользоваться формулами

$$\alpha = 2,53 p^{0,176} q^{0,7} \quad (\text{VI. 60})$$

$$\alpha = 22 p^{0,58} (t_{\text{ст}} - t_{\text{к}})^{2,33} \quad (\text{VI. 61})$$

где α — коэффициент теплоотдачи, $\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$; p — давление, ат; $q = Q/F$ — удельная тепловая нагрузка, $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $t_{\text{ст}}$ — температура греющей поверхности, °С; $t_{\text{к}}$ — температура кипения воды, °С.

Для жидкостей, отличающихся по свойствам от воды, величину α можно найти по формулам: при $q > 16\,500 \text{ вт}/\text{м}^2$

$$\frac{\alpha}{\alpha_{\text{в}}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{\text{в}}}\right)^{0,75} \left(\frac{\rho}{\rho_{\text{в}}}\right)^{0,5} \left(\frac{\beta}{\beta_{\text{в}}}\right)^{0,25} \left(\frac{c}{c_{\text{в}}}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{в}}}\right)^{-0,25} \quad (\text{VI. 62})$$

при $q > 16\,500 \text{ вт}/\text{м}^2$

$$\frac{\alpha}{\alpha_{\text{в}}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{\text{в}}}\right)^{0,75} \left(\frac{\rho}{\rho_{\text{в}}}\right)^{0,7} \left(\frac{c}{c_{\text{в}}}\right)^{0,12} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{в}}}\right)^{-0,95} \quad (\text{VI. 62, а})$$

где $\alpha_{\text{в}}$ — коэффициент теплоотдачи для кипящей воды при тех же давлении и тепловой нагрузке (индекс «в» относится к воде).

Расчет α при кипении в любом режиме можно также проводить по формуле

$$\frac{\alpha}{\alpha_{\text{в}}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{\text{в}}}\right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho}{\rho_{\text{в}}}\right)^2 \frac{c}{c_{\text{в}}} \frac{\mu_{\text{в}}}{\mu}\right]^{0,435} \quad (\text{VI. 63})$$

Хорошие результаты в случае теплоотдачи при кипении дает критериальное уравнение

$$\frac{\alpha \delta}{\lambda} = 3,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{q \delta}{r \gamma_{\text{п}} \lambda} c \gamma\right)^{0,6} \left(\frac{g \delta^3}{\nu^2}\right)^{0,125} \left(\frac{p \delta}{\sigma}\right)^{0,7} \quad (\text{VI. 64})$$

где λ — коэффициент теплопроводности, $\text{вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$; β — коэффициент объемного расширения, град^{-1} ; c — удельная теплоемкость, $\text{дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$]; μ — динамическая вязкость, $\text{н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$; $\delta = \sqrt{\sigma/(\gamma - \gamma_{\text{п}})}$ — определяющий размер, пропорциональный диаметру пузырька пара, м; σ — поверхностное натяжение на границе пар-жидкость, $\text{н}/\text{м}$; γ — удельный вес, $\text{н}/\text{м}^3$; q — удельная тепловая нагрузка, $\text{вт}/\text{м}^2$ [$\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$]; r — теплота парообразования, $\text{дж}/\text{кг}$ [$\text{ккал}/\text{кг}$]; g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{сек}^2$; ν — кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{сек}$; p — давление, $\text{н}/\text{м}^2$.

Величины без индексов относятся к жидкости, а с индексом «п» — к пару.

Уравнение (VI. 64) рекомендуется использовать как при кипении жидкостей в большом объеме, так и при кипении в трубах выпарных аппаратов с интенсивной циркуляцией раствора.

При кипении жидкостей в трубах в условиях принудительной циркуляции для определения коэффициента теплоотдачи используют уравнение

$$\text{Nu} = C \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4} \quad (\text{VI. 65})$$

где коэффициент C зависит от перепада температур, но в среднем может быть принят равным 0,029.

Теплопередача при непосредственном контакте жидкости и газа

При отсутствии разделительной стенки теплообмен между двумя средами сопровождается массообменом и в большинстве случаев им определяется.

При контактировании воздуха с относительной влажностью менее 100% с водой, стекающей пленкой по насадке скруббера, коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнению *

$$\frac{k d_{\text{экв}}}{\lambda_{\text{г}}} = 0,01 \text{Re}_{\text{г}}^{0,7} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,7} \text{Pr}_{\text{г}}^{0,33} \quad (\text{VI. 66})$$

где k — коэффициент теплопередачи, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); λ — коэффициент теплопроводности, $\text{вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$ ($\text{ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$); $d_{\text{экв}} = \frac{4e}{\sigma}$ — эквивалентный диаметр насадки, м; e — удельный свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; σ — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{4w_{\text{ф}}}{\sigma \nu_{\text{г}}}$$

где $w_{\text{ф}}$ — фиктивная скорость газа, $\text{м}/\text{сек}$; ν — кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{сек}$

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L}{\sigma \nu_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}$$

где L — массовая плотность орошения, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$; ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Индексы «ж» и «г» относятся к жидкости и газу соответственно.

Уравнение (VI. 66) применимо в области температур воздуха от 2 до 80°С и при плотностях орошения 3,5—10 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

ТЕПЛОТДАЧА ИЗЛУЧЕНИЕМ

1) Количество тепла, отдаваемого поверхностью, имеющей абсолютную температуру T_1 , поверхности, абсолютная температура которой T_2 , определяется уравнением

$$Q = C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \Phi_{1,2} \quad (\text{VI. 67})$$

где Q — тепловой поток, вт ($\text{ккал}/\text{ч}$); $C_0 = 5,68 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град}^4)$ или $4,96 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^4$ — коэффициент излучения абсолютно черного тела, в 10^8 раз превышающий константу Стефана — Больцмана; F_1 — площадь излучающей поверхности, м^2 ; $\Phi_{1,2}$ — множитель, определяемый уравнением

$$\Phi_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\Phi_{1,2}} + \left(\frac{1}{\epsilon_1} - 1 \right) + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)} \quad (\text{VI. 68})$$

где ϵ_1, ϵ_2 — степень черноты обеих поверхностей; F_1, F_2 — площади этих поверхностей; $\Phi_{1,2}$ — геометрический фактор, характеризующий долю общего количества тепла, излучаемого поверхностью F_1 и воспринимаемого поверхностью F_2 .

* Это уравнение иногда дает завышенные результаты (Прим. ред.).

Частные случаи:

а) обе поверхности параллельны и достаточно близко расположены одна к другой, чтобы можно было пренебречь потерями излучения на краях поверхности

$$\Phi_{1,2} = 1; \quad \Phi_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} \quad (\text{VI. 69})$$

б) поверхность F_1 полностью окружена поверхностью F_2 (оболочкой)

$$\Phi_{1,2} = 1; \quad \Phi_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)} \quad (\text{VI. 70})$$

в) оболочка бесконечно велика, или $F_2 \gg F_1$ (потери тепла в окружающую среду)

$$\Phi_{1,2} = \epsilon_1 \quad (\text{VI. 71})$$

2) Лучистый теплообмен между стенкой и газом определяется по уравнению

$$Q = C_0 F \left[\epsilon_1 \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \epsilon_2 \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (\text{VI. 72})$$

где ϵ_1, ϵ_2 — коэффициенты, определяемые при температурах T_1 и T_2 по формуле

$$\epsilon = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_r} + \frac{1}{\epsilon_{r\infty}} \left(\frac{1}{\epsilon_{ст}} - 1 \right)} \quad (\text{VI. 73})$$

где ϵ_r — степень черноты газа, определяемая по экспериментальным данным. В справочниках приводятся графики зависимости ϵ_r от температуры и произведения ph (где p — парциальное давление; h — толщина слоя газа). Такие графики имеются, в частности, для двуокиси углерода и водяных паров*; $\epsilon_{r\infty}$ — степень черноты газа при бесконечной толщине его слоя, определяемая из справочных диаграмм для ϵ_r путем экстраполяции до $h = \infty$. При атмосферном давлении, например, $\epsilon_{r\infty} = 0,22$ (для CO_2) и $\epsilon_{r\infty} = 0,80$ (для водяных паров); $\epsilon_{ст}$ — степень черноты стенки.

Если степень черноты стенки $\epsilon_{ст}$ велика ($\epsilon_{ст} > 0,8$), то вместо уравнения (VI. 73) для определения ϵ можно использовать более простое выражение

$$\epsilon = \epsilon_{ст} \epsilon_r \quad (\text{VI. 74})$$

Если излучающий газ содержит одновременно водяные пары, двуокись углерода, а также другие непрозрачные газы, общий теплообмен за счет лучеиспускания с достаточной степенью точности определяется как сумма потоков энергии, излучаемой каждым газом в отдельности

$$Q = Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + \dots \quad (\text{VI. 75})$$

Когда излучение сопровождается конвекцией, то для расчета используют уравнение (VI. 16), подставляя в него коэффициент

* См. Справочник химика, т. 5, изд. 2-е, Изд. «Химия», 1966, стр. 598 (Прим. ред.).

$\alpha_{об}$, определяемый равенством

$$\alpha_{об} = \alpha_{из} + \alpha_k \quad (\text{VI. 76})$$

где α_k — коэффициент теплоотдачи конвекцией (без учета излучения); $\alpha_{из}$ — коэффициент теплоотдачи излучением, определяемый из соотношения

$$\alpha_{из} = \frac{Q_{из}}{F \Delta t} \quad (\text{VI. 77})$$

здесь $Q_{из}$ — количество тепла, отдаваемого излучением, вычисляется по уравнениям (VI.67) и (VI.72); F — площадь излучающей поверхности; Δt — разность температур между излучающей поверхностью и газом или средой.

СОВМЕСТНАЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЧА ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ, КОНВЕКЦИЕЙ И ИЗЛУЧЕНИЕМ

В стационарном режиме количество тепла, передаваемого через плоскую стенку, состоящую из n слоев, определяется уравнением (VI. 10)

$$Q = k F \Delta t$$

причем коэффициент теплопередачи k в этом случае выражается соотношением

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{об,1}} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_{об,2}}} \quad (\text{VI. 78})$$

где $\alpha_{об,1}, \alpha_{об,2}$ — коэффициенты теплопередачи конвекцией и излучением для жидкостей 1 и 2, определяемые уравнением (VI. 76); λ_i — теплопроводность i -го слоя толщиной δ_i .

Обычно теплоотдача конвекцией не осложняется излучением, поэтому $\alpha_{об} \approx \alpha_k$. Если же температура стенки высока или коэффициент теплоотдачи конвекцией очень мал, то необходимо учитывать передачу тепла излучением.

Для цилиндрических аппаратов или труб с толстыми стенками, образованными из n слоев, количество переданного тепла определяется формулой

$$Q = \frac{2\pi l \Delta t}{\frac{1}{\alpha_{вн} r_{вн}} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{ср,i}} + \frac{1}{\alpha_{н} r_{н}}} = k' F \Delta t \quad (\text{VI. 79})$$

$$1/k'r = 1/\alpha_{вн} r_{вн} + \sum_{i=1}^n \delta_i / \lambda_i r_{ср,i} + 1/\alpha_{н} r_{н}$$

Эта формула аналогична формуле (VI. 13), причем

$\alpha_{вн}, \alpha_{н}$ — коэффициенты теплоотдачи с внутренней и наружной сторон цилиндра; $r_{вн}, r_{н}$ — внутренний и наружный радиусы цилиндра; $r_{ср,i}$ — среднелогарифмический радиус i -го слоя толщиной δ_i ; k' — коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности $F = 2\pi r l$.

В зависимости от соотношения величин α_1 и α_2 коэффициент теплопередачи относят к наружной, внутренней или средней поверхности трубы. Соответственно радиус r представляет собой наружный, внутренний или средний радиус трубы.

Температура $t_{ст}$ и $t'_{ст}$ внутренней и наружной поверхностей трубы определяется из соотношения

$$\alpha_{вн} r_{вн} (t_{вн} - t_{ст}) = \frac{(t_{ст} - t'_{ст})}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{ср, i}}} = \alpha_{н} r_{н} (t'_{ст} - t_{н}) = k' r \Delta t \quad (VI.80)$$

где $t_{вн}, t_{н}$ — температура теплоносителя внутри и снаружи трубы соответственно.

ПРИМЕРЫ

Пример VI.1. Определить коэффициент теплопроводности сухого воздуха при атмосферном давлении и температуре 80°C , если его удельная теплоемкость при постоянном давлении равна $c_p = 0,244 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ и динамическая вязкость $\mu = 0,021 \text{ снз}$.

Решение. Пользуемся формулой (VI.2)

$$\lambda = B c_v \mu$$

Поскольку показатель адиабаты для воздуха $\chi = 1,4$

$$B = \frac{9\chi - 5}{4} = \frac{9 \cdot 1,4 - 5}{4} = 1,90$$

Удельная теплоемкость при постоянном объеме

$$c_v = \frac{c_p}{\chi} = \frac{0,244}{1,4} \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град}) = \frac{0,244}{1,4} \cdot 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$$

динамическая вязкость

$$\mu = 0,021 \text{ снз} = 0,021 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$$

Следовательно, теплопроводность равна

$$\lambda = 1,90 \cdot \frac{0,244}{1,4} \cdot 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,021 \cdot 10^{-3} = 0,0291 \text{ Дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 0,025 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

При сравнении значения λ , полученного расчетным путем, с экспериментальной величиной $\lambda_{\text{эксп}} = 0,0252 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ видно, что погрешность при использовании формулы (VI.2) составляет

$$\varepsilon = \frac{0,0250 - 0,0252}{0,0252} \cdot 100 = -0,8\%$$

Пример VI.2. Определить теплопроводность жидкого гептана при температуре 20°C .

Решение. Пользуемся формулой (VI.4)

$$\lambda = A c_v \gamma_{\text{отн}} \sqrt[3]{\frac{\gamma_{\text{отн}}}{M}}$$

Для неассоциированных жидкостей $A = 1,55$; молярная теплоемкость $C = 51,9 + 0,142(t - 30) \text{ кал}/(\text{моль} \cdot \text{град})$; относительный удельный вес $\gamma_{\text{отн}} = 0,675$; молекулярный вес $M = 100$. Подставив эти значения, получим

$$\lambda = 1,52 \cdot \frac{51,9 + 0,142(20 - 30)}{100} \cdot 0,675 \sqrt[3]{\frac{0,675}{100}} = 0,098 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 0,114 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$$

Сравним вычисленное значение с экспериментальным $\lambda_{\text{эксп}} = 0,00033 \text{ кал} \cdot \text{см}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$. После пересчета имеем $\lambda_{\text{эксп}} = 0,00033 \cdot 4,19 \cdot 100 = 0,138 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$

Погрешность, полученная при вычислении, составляет

$$100 \frac{0,114 - 0,138}{0,138} = -17,4\%$$

Поскольку погрешности (в среднем 13%) при расчете по формуле (VI.4) велики, предпочтительнее пользоваться экспериментальными значениями коэффициента теплопроводности.

Пример VI.3. Стенки печи построены из огнеупорного и строительного кирпича с коэффициентами теплопроводности $\lambda_{\text{огн}} = 0,45 \text{ Дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$ и $\lambda_{\text{стр}} = 0,35 \text{ Дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$. Толщина кладки составляет соответственно 120 и 200 мм. Определить потери в окружающую среду, а также температуру на границе обоих слоев, если температура внутренней стенки печи составляет 1200°C , а наружной стенки 150°C (рис. VI-1).

Решение. Применяем уравнение (VI.10)

$$\frac{Q}{F} = k \Delta t = \frac{\lambda_{\text{огн}}}{\delta_{\text{огн}}} \Delta t$$

Определяем коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \frac{1}{\frac{0,120}{0,45} + \frac{0,2}{0,35}} = 1,19 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Таким образом

$$\begin{aligned} \frac{Q}{F} &= 1,19 (1200 - 150) = 1250 \text{ Дж}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек}) = \\ &= 1250 \frac{3600}{4187} \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1075 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) \end{aligned}$$

Температуру на границе обоих слоев определяем по уравнению

$$\Delta t_{\text{огн}} = 1200 - t = \frac{Q/F}{\lambda_{\text{огн}}/\delta_{\text{огн}}}$$

откуда

$$t = 1200 - \frac{1250}{0,45/0,120} = 866^\circ\text{C}$$

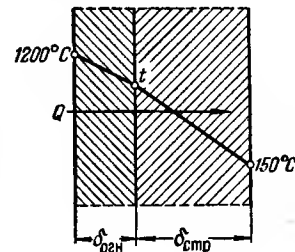


Рис. VI-1. Изменение температуры по толщине стенки (к примеру VI.3).

Пример VI.4. Внутренняя стенка печи толщиной 120 мм выложена из огнеупорного кирпича, наружная стенка печи толщиной 160 мм — из обычного кирпича. Режим работы печи стационарен. Температура внутренней стенки печи равна 700°С, наружной 140°С. Для уменьшения потерь тепла наружная поверхность была покрыта теплоизоляционным слоем из окиси магния ($\lambda_{из} = 0,085 \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$) толщиной 50 мм. После этого температура внутренней поверхности печи стала $t_{вн} = 721^\circ\text{С}$, на границе огнеупорная кладка — кирпич $t_2 = 660^\circ\text{С}$, на границе кирпич — теплоизоляция $t_3 = 490^\circ\text{С}$, а на наружной поверхности $t_n = 95^\circ\text{С}$. Определить потери тепла печью в обоих случаях (рис. VI-2).

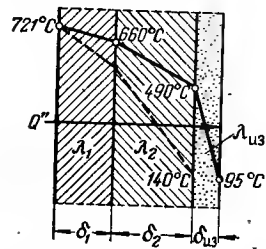


Рис. VI-2. Изменение температуры по толщине стенок (к примеру VI-4).

Решение. Пользуясь соотношением (VI.10), можно составить следующую систему уравнений

$$Q' = \frac{1}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} (t'_{вн} - t'_n)$$

$$Q'' = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t''_{вн} - t''_2) = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t''_2 - t''_3) = \frac{\lambda_{из}}{\delta_{из}} (t''_3 - t''_n)$$

где Q', Q'' — потери тепла в первом и втором случаях; λ_1, λ_2 — теплопроводность огнеупорной и кирпичной кладок.

Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$Q' = \frac{1}{\frac{0,12}{\lambda_1} + \frac{0,16}{\lambda_2}} (700 - 140)$$

$$Q'' = \frac{\lambda_1}{0,12} (721 - 660) = \frac{\lambda_2}{0,16} (660 - 490) = \frac{0,085}{0,05} (490 - 95)$$

откуда

$$Q'' = 671,5 \text{ дж}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$$

Следовательно

$$\lambda_1 = 671,5 \frac{0,12}{61} = 1,32 \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

$$\lambda_2 = 671,5 \frac{0,16}{170} = 0,632 \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

и

$$Q' = \frac{1}{\frac{0,12}{1,32} + \frac{0,16}{0,632}} (700 - 140) = 1630 \text{ дж}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$$

Таким образом, при нанесении дополнительного слоя теплоизоляции потери тепла уменьшились с 1630 до 671,5 дж/(м² · сек).

Пример VI.5. Определить потери тепла на погонный метр стального трубопровода внутренним диаметром $d_{вн} = 25 \text{ мм}$, изолированного слоем диатомита толщиной 3 см, и распределение температур в этом слое.

Известно, что толщина стенки трубопровода $\delta_1 = 1,5 \text{ мм}$; теплопроводность стали $\lambda_1 = 39 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$, теплопроводность слоя изоляции $\lambda_2 = 0,04 + 3 \cdot 10^{-5} t \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$; температура внутренней стенки трубопровода $t_{вн} = 520^\circ\text{С}$, наружной поверхности теплоизоляции $t_n = 70^\circ\text{С}$ (рис. VI-3).

Решение. Определим сначала потери тепла. При линейной зависимости теплопроводности от температуры принимаем среднеарифметическое значение теплопроводности соответствующего слоя изоляции

$$\lambda_2 = 0,04 + 5 \cdot 10^{-5} t_{ср}; \quad t_{ср} = \frac{t_1 + t_n}{2}$$

Поскольку температура внутренней поверхности теплоизоляции t_1 неизвестна, принимаем ее равной температуре внутренней стенки трубы (так как термическое сопротивление стальной стенки трубы намного меньше сопротивления изоляции) с последующей проверкой внесенной ошибки. Тогда

$$t_{ср} \approx \frac{520 + 70}{2} = 295^\circ\text{С}$$

$$\lambda_2 = 0,04 + 5 \cdot 10^{-5} \cdot 295 = 0,0547 \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

Для определения потерь тепла используем уравнение (VI.13) в виде

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi \Delta t}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{ср, 1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 r_{ср, 2}}}$$

Толщина стенки трубы мала, поэтому вместо среднелогарифмического радиуса можно принять среднеарифметический

$$r_{ср, 1} = \frac{d_{вн} + \delta_1}{2} = \frac{0,025 + 0,0015}{2} = 0,0133 \text{ м}$$

Учитывая также, что

$$r_{ср, 2} = \frac{\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1 + \delta_2 - \left(\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1\right)}{\ln \frac{\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1 + \delta_2}{\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1}} = \frac{0,044 - 0,014}{2,303 \lg \frac{0,044}{0,014}} = 0,0262 \text{ м}$$

$$\text{и } \lambda_1 = 39 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = \frac{39}{0,86} \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 45,3 \text{ дж} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

получим

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi (520 - 70)}{\frac{0,0015}{45,3 \cdot 0,0133} + \frac{0,03}{0,0547 \cdot 0,0262}} = 135 \text{ дж}/(\text{м} \cdot \text{сек})$$

Определяем температуру t_1 из уравнения

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi (t_{вн} - t_1)}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{ср, 1}}} = 135 \text{ дж}/(\text{м} \cdot \text{сек})$$

из которого после подстановки числовых значений получим

$$t_1 = 520 - \frac{135}{2\pi} \cdot \frac{0,0015}{45,3 \cdot 0,0133} = 519,95^\circ\text{С}$$

что практически равно значению 520°C , принятому в расчете; значит, ошибка, допущенная при расчете, незначительна.

Для определения *распределения температур в слое изоляции* воспользуемся уравнением (VI.1)

$$Q = -\lambda F \frac{dt}{dz}$$

Подставив $F = 2\pi r l$, $\lambda = 0,04 + 5 \cdot 10^{-5} t$, $dz = dr$ (теплопередача происходит в радиальном направлении) и разделив переменные, получим дифференциальное уравнение

$$\frac{1}{2\pi} \cdot \frac{Q}{l} \cdot \frac{dr}{r} = -(0,04 + 5 \cdot 10^{-5} t) dt$$

Интегрируем его в пределах от $r_1 = 0,014$ до r и от $t_1 = 520^\circ\text{C}$ до t

$$\frac{1}{2\pi} \cdot \frac{Q}{l} \int_{0,014}^r \frac{dr}{r} = - \int_{520}^t (0,04 + 5 \cdot 10^{-5} t) dt$$

Тогда

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\pi} \cdot \frac{Q}{l} \ln \frac{r}{0,014} &= \\ &= 0,04 \cdot 520 + \frac{5 \cdot 10^{-5}}{2} 520^2 - 0,04t - \frac{5 \cdot 10^{-5}}{2} t^2 \end{aligned}$$

Рис. VI-3. Распределение температуры в слое теплоизоляции (к примеру VI.5).

С учетом потерь тепла на единицу длины $Q/l = 135 \text{ Дж}/(\text{м} \cdot \text{сек})$ имеем

$$t^2 + 1600t - 1,102 \cdot 10^6 + 0,86 \cdot 10^6 \ln \frac{r}{0,014} = 0$$

Используя только положительное значение корня квадратного уравнения, получим выражение для распределения температуры в слое изоляции

$$t = -800 + 10^3 \sqrt{1,742 - 1,98 \lg \frac{r}{0,014}}$$

Задав значения радиуса r , получим различные значения температур t :

| | | | | | | | |
|---------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|
| $r, \text{ мм}$ | 14 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 44 |
| $t, ^\circ\text{C}$ | 520 | 399 | 316 | 242 | 176 | 117 | 70 |

Из рис. VI-3 видно, что отклонение распределения температуры от линейного незначительно, хотя теплопроводность теплоизоляции изменяется по толщине от 0,0556 до 0,0421 $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

Пример VI. 6. Определить время, необходимое для достижения температуры 250°C в центре свинцовой пластины толщиной 5 см. Пластина нагревается с обеих сторон, причем температура поверхностей поддерживается постоянной и равной 280°C . Удельная теплоемкость металла $c = 0,032 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$, плотность $\rho = 11400 \text{ кг}/\text{м}^3$, теплопроводность $\lambda = 30 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$. Начальная температура пластины составляла 20°C .

Решение. Используем уравнение (VI.14).

Коэффициент температуропроводности

$$a = \frac{\lambda}{\rho c} = \frac{30}{11400 \cdot 0,032} = 0,083 \text{ м}^2/\text{ч}$$

или

$$a = \frac{0,083}{60} = 1,38 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{мин}$$

Так как $t' = 280^\circ\text{C}$, $t = 250^\circ\text{C}$, $t_n = 20^\circ\text{C}$, $r = 2,5 \cdot 10^{-2}$, $x = r$, то после подстановки этих величин в уравнение (VI.14) получаем

$$\begin{aligned} \frac{280 - 250}{280 - 20} &= \frac{4}{\pi} \exp \left[- \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{1,38 \cdot 10^{-3}}{(2,5 \cdot 10^{-2})^2} \tau \right] \sin \frac{\pi}{2} + \\ &+ \frac{1}{3} \exp \left[-9 \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{1,38 \cdot 10^{-3}}{(2,5 \cdot 10^{-2})^2} \tau \right] \sin \frac{3\pi}{2} + \\ &+ \frac{1}{5} \exp \left[-25 \left(\frac{\pi}{2} \right)^2 \frac{1,38 \cdot 10^{-3}}{(2,5 \cdot 10^{-2})^2} \tau \right] \sin \frac{5\pi}{2} \end{aligned}$$

или

$$0,115 = e^{-5,44\tau} - \frac{1}{3} e^{-49,7\tau} + \frac{1}{5} e^{-159\tau}$$

Для решения этого трансцендентного уравнения в первом приближении пренебрегаем обоими членами высшего порядка, поэтому

$$e^{-5,44\tau} \approx 0,115$$

Отсюда

$$\tau \approx -2,303 \frac{\lg 0,115}{5,44} = 0,405 \text{ мин}$$

Для проверки расчета перепишем полное уравнение следующим образом:

$$\tau = - \frac{2,303 \lg \left(0,115 + \frac{1}{3} e^{-49,7\tau} - \frac{1}{5} e^{-159\tau} \right)}{5,44}$$

Подставив в правую часть найденное в первом приближении значение τ , получим

$$\tau = \frac{2,303 \lg \left(0,115 + \frac{1}{3} e^{-49,7 \cdot 0,405} - \frac{1}{5} e^{-159 \cdot 0,405} \right)}{5,44} = 0,405$$

Таким образом, значение $\tau = 0,405 \text{ мин}$ найдено правильно.

Проведем теперь решение с использованием диаграммы Гарни — Лури. Согласно уравнению (VI.15), имеем

$$X = a \frac{\tau}{r_{\text{ср}}^2} = \frac{1,38 \cdot 10^{-3}}{(2,5 \cdot 10^{-2})^2} \tau = 2,21\tau$$

$$Y = \frac{t' - t}{t' - t_n} = \frac{280 - 250}{280 - 20} = 0,115$$

$$n = \frac{r}{r_{\text{ср}}} = 0 \text{ (в плоскости симметрии } r = 0)$$

Чтобы температура поверхностей пластины была постоянной, необходимо соблюдать условие $\alpha = \infty$. Тогда

$$m = \frac{\lambda}{\alpha r_{\text{ср}}} = 0$$

Из рис. 4 (Приложение XVIII) получаем при $Y = 0,115$, $n = 0$ и $m = 0$ значение $X = 1$, откуда

$$\tau = \frac{X}{2,21} = 0,45 \text{ мин}$$

Для определения τ применим также дифференциальное уравнение (VI.5), решая его методом конечных разностей с помощью последовательных приближений.

В рассматриваемом случае одномерного теплового потока

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$$

Заменяем дифференциалы конечными приращениями:

$\Delta \tau$ — конечное приращение времени; Δx — конечное приращение глубины. При этом время τ и глубина x изменяются скачками, т. е. $\tau = n\Delta \tau$ и $x = m\Delta x$, где n и m целые числа.

При $\Delta \tau = \frac{(\Delta x)^2}{2a}$ уравнение (VI.5) приобретает вид

$$t_{(n+1),m} = \frac{t_{n,(m-1)} + t_{n,(m+1)}}{2} \quad (A)$$

где $t_{n,m}$ — температура в момент $n\Delta \tau$ на глубине $m\Delta x$.

Для решения задачи делим пластину на пять слоев; следовательно

$$\Delta x = \frac{0,05}{5} = 0,01 \text{ м}$$

$$\Delta \tau = \frac{(0,01)^2}{2 \cdot 1,38 \cdot 10^{-3}} = 0,0362 \text{ мин}$$

Результаты расчета приведены в табл. VI-5, где значения температуры в момент $n\Delta \tau$ взяты на расстоянии $m\Delta x$.

Таблица VI-5. Температура центра пластины (в °C)

| Значение n | Значение m | | | | | | Значение n | Значение m | | | | | |
|--------------|--------------|-----|-----|-----|-----|-----|--------------|--------------|-----|-----|-----|-----|-----|
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 0 | 280 | 20 | 20 | 20 | 20 | 280 | 9 | 280 | 240 | 199 | 199 | 240 | 280 |
| 1 | 280 | 150 | 20 | 20 | 150 | 280 | 10 | 280 | 240 | 220 | 220 | 240 | 280 |
| 2 | 280 | 150 | 85 | 85 | 150 | 280 | 11 | 280 | 250 | 220 | 220 | 250 | 280 |
| 3 | 280 | 183 | 85 | 85 | 183 | 280 | 12 | 280 | 250 | 235 | 235 | 250 | 280 |
| 4 | 280 | 183 | 134 | 134 | 183 | 280 | 13 | 280 | 257 | 235 | 235 | 257 | 280 |
| 5 | 280 | 207 | 134 | 134 | 207 | 280 | 14 | 280 | 257 | 246 | 246 | 257 | 280 |
| 6 | 280 | 207 | 171 | 171 | 207 | 280 | 15 | 280 | 263 | 246 | 246 | 263 | 280 |
| 7 | 280 | 226 | 171 | 171 | 226 | 280 | 16 | 280 | 263 | 255 | 255 | 263 | 280 |
| 8 | 280 | 226 | 199 | 199 | 226 | 280 | | | | | | | |

Примечание. При симметричности распределения температуры относительно центральной плоскости тела можно ограничиться составлением лишь одной половины таблицы.

Для начала расчета необходимо знать распределение температур в момент $\tau = 0$. Температура в следующий момент определяется в соответствии с уравнением (A) как среднееарифметическое значение температур соседних слоев. Например

$$t_{2,2} = \frac{t_{1,1} + t_{1,3}}{2} = \frac{150 + 20}{2} = 85^\circ \text{C}$$

Из табл. VI-5 следует, что температура центра пластины становится выше 250°C по истечении 16 интервалов времени $\Delta \tau$. Следовательно, $\tau = n\Delta \tau = 16 \cdot 0,0362 = 0,58 \text{ мин}$.

Полученное значение τ заметно отличается от найденной точной величины (стр. 151), что наглядно указывает на приближенный характер решения методом конечных разностей. Однако, пользуясь этим методом, можно получить и значительно более точный результат, если разделить пластину на большее число слоев.

Пример VI.7. Распределение температур в плоской стенке толщиной 0,3 м, согласно опытным данным, приближенно описывается уравнением

$$t = 32 - 18z - 90z^2 \quad (1)$$

Определить: 1) количество тепла (тепловой поток), поступающего к поверхности стенки и покидающего стенку в единицу времени; 2) тепло, аккумулируемое стенкой в единицу времени, и 3) изменение температуры во времени.

Дано: плотность материала стенки $\rho = 1800 \text{ кг/м}^3$, коэффициент его теплопроводности $\lambda = 1,4 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$, удельная теплоемкость $c = 1,6 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$ и площадь стенки $F = 4 \text{ м}^2$.

Решение. 1) По уравнению (VI.1) определяем тепловой поток, поступающий к поверхности стенки

$$Q_0 = -\lambda F \left(\frac{\partial t}{\partial z} \right)_{z=0}$$

и покидающий стенку

$$Q_L = -\lambda F \left(\frac{\partial t}{\partial z} \right)_{z=0,3}$$

Продифференцировав уравнение (1), получим

$$\frac{\partial t}{\partial z} = -18 - 180z \quad (2)$$

Следовательно

$$Q_0 = -\lambda F (-18 - 180z)_{z=0} = 1,4 \cdot 4 \cdot 18 = 101 \text{ Вт} = 86 \text{ ккал/ч}$$

$$Q_L = -\lambda F (-18 - 180z)_{z=0,3} = 1,4 \cdot 4 (18 + 54) = 402 \text{ Вт} = 346 \text{ ккал/ч}$$

2) Тепло, аккумулируемое стенкой в единицу времени

$$Q_3 = Q_0 - Q_L = 101 - 402 = -301 \text{ Вт} = -258 \text{ ккал/ч}$$

Знак «минус» указывает на то, что стенка охлаждается (отдает тепло).

3) Изменение температуры во времени определяем по уравнению (VI.5)

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = a (-180) = -180 \frac{1,4}{1800 \cdot 1,6 \cdot 10^3} = -8,75 \cdot 10^{-5} \text{ град/сек}$$

где значение $\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}$ получено дифференцированием уравнения (2).

Следовательно, скорость уменьшения температуры в данном случае одинакова для всех точек внутри стенки.

Пример VI. 8. Определить коэффициент теплоотдачи при протекании 60,6 кг/ч воды по трубопроводу внутренним диаметром $d = 14$ мм и длиной $L = 0,7$ м. Средняя температура воды $t_{ср} = 20^\circ \text{C}$, температура стенки 60°C .

Решение. Из Приложения X находим следующие значения физических параметров воды при 20°C : $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$; $\nu = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$; $\text{Pr} = 7,06$; $\lambda = 0,515 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$.

Определяем объемный расход воды

$$Q_{об} = \frac{60,6}{998 \cdot 3600} = 0,169 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{сек}$$

и площадь поперечного сечения трубы

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,014^2}{4} = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Следовательно, средняя скорость движения воды составит

$$w = \frac{1,69 \cdot 10^{-5}}{1,54 \cdot 10^{-4}} = 0,11 \text{ м/сек}$$

$$\text{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{0,11 \cdot 0,014}{10^{-6}} = 1540$$

Течение воды является ламинарным. Проверяем применимость формулы (VI.21) для расчета. Для этого определяем коэффициент B

$$B = \frac{\text{Re Pr } d}{L} = \frac{1540 \cdot 7,06 \cdot 0,014}{0,7} = 215$$

Так как $10^{-1} < 215 < 10^4$, пользоваться формулой (VI.21) можно.

Подставив значения вязкости воды при 20°C $\mu = 1,02 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$ и при температуре стенки $\mu_{ст} = 0,48 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$, получим

$$\text{Nu} = \left[3,65 + \frac{0,0668 \cdot 215}{1 + 0,045 \cdot 215^{1/3}} \right] \left(\frac{1,02}{0,48} \right)^{0,14} = 10,3$$

Отсюда коэффициент теплоотдачи равен

$$\alpha = \text{Nu} \frac{\lambda}{d} = \frac{10,3 \cdot 0,515}{0,014} = 380 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 442 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Пример VI. 9. Определить коэффициент теплоотдачи при протекании воды через охлаждающую рубашку цилиндрического реактора. Наружный диаметр реактора $d_1 = 1000$ мм; внутренний диаметр рубашки $d_2 = 1100$ мм; средняя температура воды $t_{ср} = 20^\circ \text{C}$, температура стенки реактора $t_{ст} = 60^\circ \text{C}$, высота реактора $L = 1000$ мм; расход охлаждающей воды $G = 5 \text{ т/ч}$.

Решение. Площадь поперечного сечения потока

$$S = \frac{\pi}{4} (d_2^2 - d_1^2) = \frac{\pi}{4} (1,1^2 - 1,0^2) = 0,165 \text{ м}^2$$

Скорость воды

$$w = \frac{G}{\rho S} = \frac{5000}{998 \cdot 3600 \cdot 0,165} = 0,00845 \text{ м/сек}$$

Так как скорость воды очень мала, проверяем в соответствии с уравнением (VI.45), следует ли учитывать при решении влияние свободной конвекции. Из Приложения X при $t = 20^\circ \text{C}$ находим значения $\nu = 1,10 \text{ м}^2/\text{сек}$ и $\beta = 2,07 \cdot 10^{-4}$, а при средней температуре стенки $t_{ст} = \frac{60 + 20}{2} = 40^\circ \text{C}$ величины равны: $\rho = 992 \text{ кг/м}^3$; $\mu = 66,6 \cdot 10^{-6} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$.

Эквивалентный диаметр кольцевого пространства

$$d_{эkv} = \frac{4 \frac{\pi}{4} (d_2^2 - d_1^2)}{\pi (d_2 + d_1)} = d_2 - d_1 = 1,1 - 1,0 = 0,1 \text{ м}$$

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{0,00845 \cdot 0,1}{1,10 \cdot 10^{-6}} = 845$$

$$\text{Re}^2 = 7,11 \cdot 10^5$$

Критерий Грасгофа

$$\text{Gr} = g l^3 \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^2 \beta \Delta t = 9,81 \cdot 1^3 \left(\frac{992}{66,6 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81} \right)^2 2,07 \cdot 10^{-4} (60 - 20) = 1,87 \cdot 10^{11}$$

Так как $\text{Gr} \gg 0,3 \text{ Re}^2$, величиной свободной конвекции пренебрегать нельзя, поэтому определяем коэффициенты теплоотдачи как при вынужденной, так и при свободной конвекции и выбираем из них наибольшее значение.

При вынужденной конвекции ($\text{Re} < 2300$) применяем уравнение (VI.21)

$$\text{Nu} = \left[3,65 + \frac{0,0668 B}{1 + 0,045 B^{1/3}} \right] \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14}$$

где

$$B = \frac{\text{Re Pr } d}{L}$$

Подставив значения $\text{Re} = 845$; $\text{Pr} = 7,06$ (Приложение X) при $t_{ср} = 20^\circ \text{C}$, $d = d_{эkv} = 0,1 \text{ м}$; $L = 1 \text{ м}$; $\mu_{ст} = 0,48 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$ (при температуре стенки $t_{ст} = 60^\circ \text{C}$) и $\mu = 1,02 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$ (при температуре жидкости $t_{ср} = 20^\circ \text{C}$), получим

$$\text{Nu} = \left[3,65 + \frac{0,0668 \frac{845 \cdot 7,06 \cdot 0,1}{1}}{1 + 0,045 \left(\frac{845 \cdot 7,06 \cdot 0,1}{1} \right)^{1/3}} \right] \left(\frac{1,02}{0,48} \right)^{0,14} = 14,65$$

Теплопроводность жидкости $\lambda = 0,515 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$, коэффициент теплоотдачи равен

$$\alpha = \frac{\text{Nu } \lambda}{d} = 0,515 \frac{14,65}{0,1} = 75,5 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 88 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Для определения коэффициента теплоотдачи при свободной конвекции используем формулу (VI.42)

$$\text{Nu} = C (\text{Gr Pr})^m$$

$$\text{Gr Pr} = 1,87 \cdot 10^{11} \cdot 4,3 = 8,02 \cdot 10^{11} > 10^8$$

Значения констант C и m в уравнении (VI.42) находим по табл. VI-5; они соответственно равны 0,129 и $1/3$. Значение критерия Прандтля $\text{Pr} = 4,3$ находим по Приложению X при $t_{ср} = 40^\circ \text{C}$. Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$\text{Nu} = 0,129 (8,02 \cdot 10^{11})^{1/3} = 1200$$

Так как в данном случае определяющим размером следует считать высоту реактора и при температуре $t_{ср}$ коэффициент теплопроводности $\lambda = 0,545 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$, то величина коэффициента теплоотдачи при свободной конвекции

$$\alpha = \frac{1200 \cdot 0,545}{1} = 654 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 760 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Это значение и используется для дальнейших расчетов.

Пример VI. 10. Определить коэффициент теплоотдачи при конденсации пара на поверхности трубы длиной $H = 2 \text{ м}$, образующей с горизонтальной поверхностью угол $\beta = 60^\circ$. Температура стенки $t_{ст} = 210^\circ \text{С}$; температура пара $t = 220^\circ \text{С}$.

Решение. Чтобы определить, каким уравнением — (VI.46) или (VI.50), пользоваться для расчета, находим по формуле (VI.49) произведение $H(t - t_{ст})_{кр}$.

Из Приложения X при температуре $t_{ср} = \frac{t_{ст} + t}{2} = \frac{210 + 220}{2} = 215^\circ \text{С}$ найдем физические параметры воды: теплопроводность $\lambda = 0,559 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 0,652 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$; динамическую вязкость $\mu = 1,31 \cdot 10^{-5} \text{ кгс} \cdot \text{сек}/\text{м}^2 = 1,29 \cdot 10^{-4} \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$; плотность $\rho = 846 \text{ кг}/\text{м}^3$ и теплоту парообразования $r = 449 \text{ ккал}/\text{кг} = 1,88 \cdot 10^6 \text{ Дж}/\text{кг}$

$$H(t - t_{ст})_{кр} = \frac{2680 \mu^{5/3}}{\lambda \rho^{2/3} g^{1/3}} = 2680 \frac{1,88 \cdot 10^6 (1,29 \cdot 10^{-4})^{5/3}}{0,652 \cdot 846^{2/3} \cdot 9,81^{1/3}} = 13,3 \text{ м} \cdot \text{град}$$

Так как $H(t - t_{ст}) = 2(220 - 210) > 13,3$, течение пара турбулентное, и при расчете коэффициента теплоотдачи для вертикальной трубы следует пользоваться формулой (VI.50) *

$$\alpha = 3 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{H(t - t_{ст}) \lambda^3 \rho^2 g}{r \mu^3}} = 3 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{2 \cdot 10 \cdot 0,652^3 \cdot 846^2 \cdot 9,81}{1,88 \cdot 10^6 (1,29 \cdot 10^{-4})^3}} = 9330 \text{ Дж} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

Коэффициент теплоотдачи для наклонной трубы определяем по формуле (VI.51)

$$\alpha_\beta = \alpha \sqrt{\sin \beta} = 9330 \sqrt{\sin 60^\circ} = 9050 \text{ Дж} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 7750 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

Пример VI. 11. Определить коэффициент теплопередачи при охлаждении сухого воздуха водой в скруббере с насадкой. Дано: температура воды $t' = 15^\circ \text{С}$; начальная температура воздуха $t_n = 80^\circ \text{С}$, конечная $t_k = 25^\circ \text{С}$; расход воздуха $G_r = 12000 \text{ кг}/\text{ч}$; расход воды $G_{ж} = 8000 \text{ кг}/\text{ч}$; диаметр скруббера $D = 1,4 \text{ м}$; удельная поверхность насадки $\sigma = 65 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем насадки $\epsilon = 0,68$.

Решение. Определяем коэффициент теплопередачи по формуле (VI.66)

$$\frac{k d_{эв}}{\lambda_r} = 0,01 \text{ Re}_r^{0,7} \text{ Re}_{ж}^{0,7} \text{ Pr}_r^{0,33}$$

* В этом случае величину $H(t - t_{ст})_{кр}$ для насыщенного водяного пара можно определить, пользуясь данными на стр. 140.

Физические параметры воздуха при средней температуре $t_{ср} = \frac{80 + 25}{2} = 52,5^\circ \text{С}$ составляют: $\rho_r = 1,05 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\nu_r = 18,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$; $\lambda_r = 2,74 \cdot 10^{-2} \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$; $\text{Pr}_r = 0,722$.

Физические параметры воды при 15°С следующие: $\rho_{ж} = 999 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\nu_{ж} = 1,18 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$. Эквивалентный диаметр насадки

$$d_{эв} = \frac{4\epsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,68}{65} = 0,0418 \text{ м}$$

Фиктивная скорость газа

$$w_\phi = \frac{G_r}{\rho_r \pi D^2} = \frac{12000 \cdot 4}{1,05 \pi \cdot 1,4^2} = 7430 \text{ м}/\text{ч} = 2,06 \text{ м}/\text{сек}$$

Критерий Рейнольдса для газа

$$\text{Re}_r = \frac{4 w_\phi}{\sigma \nu_r} = \frac{4 \cdot 2,06}{65 \cdot 18,8 \cdot 10^{-6}} = 6750$$

Плотность орошения

$$L = \frac{4 G_{ж}}{3600 D^2} = \frac{4 \cdot 8000}{3600 \pi \cdot 1,4^2} = 1,44 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$$

Критерий Рейнольдса для жидкости

$$\text{Re}_{ж} = \frac{4L}{\sigma \nu_{ж} \rho_{ж}} = \frac{4 \cdot 1,44}{65 \cdot 1,18 \cdot 10^{-6} \cdot 999} = 75,1$$

Подставив числовые значения в уравнение (VI.66), получим

$$k = \frac{2,74 \cdot 10^{-2}}{0,0418} \cdot 0,01 (6750 \cdot 75,1)^{0,7} \cdot 0,722^{0,33} = 58 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град}) = 50 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1}$$

Пример VI. 12. Определить коэффициент теплопередачи при кипении 40%-ного раствора NaOH внутри стальной трубы диаметром $d = 57/50 \text{ мм}$ и длиной $l = 2,5 \text{ м}$ при давлении $p = 18350 \text{ н}/\text{м}^2$ и температуре $t_k = 85^\circ \text{С}$. Для нагревания используется насыщенный водяной пар при $t = 111,7^\circ \text{С}$.

Решение. Определим коэффициент теплопередачи k' , отнесенный к наружной поверхности трубы.

Коэффициент теплоотдачи от кипящего раствора к стенке находим по уравнению (VI.63)

$$\alpha_{вн} = \alpha_v \left(\frac{\lambda}{\lambda_v} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{p}{p_v} \right)^2 \frac{c}{c_v} \frac{\mu_v}{\mu} \right]^{0,435}$$

Коэффициент теплоотдачи для чистой воды α_v вычисляем по уравнению (VI.61):

$$\alpha_v = 22 p^{0,58} (t_{ст} - t_k)^{2,33} \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 25,6 p^{0,58} (t_{ст} - t_k)^{2,33} \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Физические параметры раствора и воды при 85°С приведены ниже:

| | Вода | Раствор |
|---|-------|---------|
| Теплопроводность λ , $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$ | 0,678 | 0,557 |
| Плотность ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$ | 968,5 | 1390 |
| Удельная теплоемкость c , $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ | 4190 | 3440 |
| Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^3$, $\text{н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$ | 0,336 | 2,92 |

Подставив в уравнения (VI.61) и (VI.63) числовые значения физических параметров, получим выражение

$$\alpha_{\text{вн}} = 25,6 \left(\frac{18\,350}{9,81 \cdot 10^4} \right)^{0,58} (t_{\text{ст}} - 85)^{2,33} \left(\frac{0,557}{0,678} \right)^{0,565} \times \\ \times \left[\left(\frac{1390}{968,5} \right)^2 \cdot \frac{3440}{4190} \cdot \frac{0,336}{2,92} \right]^{0,435} = 4,21 (t_{\text{ст}} - 85)^{2,33} \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Температура внутренней поверхности трубы $t_{\text{ст}}$ (рис. VI-4) неизвестна.

Предполагаем, что пленка конденсата стекает в ламинарном режиме, поэтому для определения коэффициента теплоотдачи при конденсации пара $\alpha_{\text{н}}$ используем соотношение (VI.46)

$$\alpha_{\text{н}} = \frac{\alpha'}{4} = \frac{12\,658}{4 \sqrt{H(t - t'_{\text{ст}})}} = \frac{12\,658}{4 \sqrt{2,5(111,7 - t'_{\text{ст}})}}$$

Значение $\alpha' = 12\,658 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$ при температуре $t = 111,7^\circ \text{C}$ приведено на стр. 139.

Для определения температуры внутренней поверхности трубы $t_{\text{ст}}$ и коэффициента теплопередачи k используем уравнение (VI.80).

$$\alpha_{\text{вн}} r_{\text{вн}} (t_{\text{ст}} - t_{\text{к}}) = \frac{t'_{\text{ст}} - t_{\text{ст}}}{\frac{\delta_{\text{к}}}{\lambda_{\text{к}} r_{\text{ср, к}}} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}} r_{\text{ср, тр}}}} = \\ = \alpha_{\text{н}} r_{\text{н}} (t - t'_{\text{ст}}) = k' r_{\text{н}} (t - t_{\text{к}})$$

Рис. VI-4. Распределение температуры в стенке (к примеру VI.12).

где $r_{\text{вн}}$ — внутренний радиус трубы, $r_{\text{вн}} = \frac{0,050}{2} - \delta_{\text{к}}$ (определяется как разность между внутренним радиусом трубы и толщиной образовавшегося слоя кристаллов), м; $r_{\text{ср, к}}$ — средний радиус слоя кристаллов на внутренней поверхности трубы (принимается равным внутреннему радиусу трубы); $r_{\text{ср, тр}} = \frac{0,050 + \delta_{\text{тр}}}{2}$ —

средний радиус металлической трубы, м; $r_{\text{н}} = \frac{0,057}{2}$ — наружный радиус трубы,

м; $\delta_{\text{к}} = 0,5$ — толщина слоя кристаллов, мм; $\delta_{\text{тр}} = \frac{0,057 - 0,050}{2} = 0,0035$ — толщина стенки трубы, м; $\lambda_{\text{к}} = 1,5$ — теплопроводность слоя кристаллов, вт/(м · град); $\lambda_{\text{тр}} = 45$ — теплопроводность стали, вт/(м · град).

Подставив в предыдущие выражения приведенные числовые значения, получим

$$4,21 (t_{\text{ст}} - 85)^{2,33} \left(\frac{0,050}{2} - 0,0005 \right) (t_{\text{ст}} - 85) = \\ = \frac{t'_{\text{ст}} - t_{\text{ст}}}{\frac{0,0005}{1,5 \cdot 0,025} + \frac{0,0035}{45 \cdot 0,02675}} = 10000 (111,7 - t'_{\text{ст}})^{-1/4} \frac{0,057}{2} \times \\ \times (111,7 - t'_{\text{ст}}) = k' \frac{0,057}{2} (111,7 - 85)$$

Перепишем эту систему уравнений в виде

$$0,103 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33} = 61,5 (t'_{\text{ст}} - t_{\text{ст}}) \quad (1)$$

$$0,103 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33} = 285 (111,7 - t'_{\text{ст}})^{1/4} \quad (2)$$

$$0,103 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33} = 0,76 k' \quad (3)$$

Решим полученную систему графически. Для этого определим $t'_{\text{ст}}$ из уравнения (1)

$$t'_{\text{ст}} = t_{\text{ст}} + \frac{0,103}{61,5} (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33}$$

и найдем k' из уравнения (3). Затем заменим $(t_{\text{ст}} - 85)^{3,33}$ его выражением из уравнения (2) и подставим выражение, полученное для $t'_{\text{ст}}$:

$$k' = 0,136 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33} = \\ = 375 [111,7 - t_{\text{ст}} - 0,00167 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33}]^{1/4}$$

Строим (рис. VI-5) кривые

$$k' = f_1(t_{\text{ст}}) = 0,136 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33}$$

$$k' = f_2(t_{\text{ст}}) =$$

$$= 375 [111,7 - t_{\text{ст}} - 0,00167 (t_{\text{ст}} - 85)^{3,33}]^{1/4}$$

Значение коэффициента теплопередачи получаем в точке пересечения обеих кривых. Оно равно $k' = 828 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$. Отсюда температура внутренней поверхности трубы $t_{\text{ст}} \approx 99^\circ \text{C}$.

Система уравнений (1) — (3) может быть также решена методом последовательных приближений.

Пример VI.13. Определить наружную температуру и потери тепла стенкой печи толщиной $\delta = 0,4 \text{ м}$. Температура газов в печи $t_{\text{г}} = 800^\circ \text{C}$, температура окружающего воздуха $t_{\text{в}} = 20^\circ \text{C}$, коэффициент теплоотдачи печных газов $\alpha_{\text{г}} = 30 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$, средняя теплопроводность стенки $\lambda = 1,8 \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$, коэффициент теплоотдачи от стенки к окружающей среде $\alpha_{\text{в}} = 8 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Решение. Для определения потерь тепла воспользуемся формулой (VI.10)

$$\frac{Q}{F} = k \Delta t$$

Коэффициент теплопередачи равен

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{г}}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{\text{в}}}} = \frac{1}{\frac{1}{30} + \frac{0,4}{1,8} + \frac{1}{8}} = 2,64 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Отсюда

$$\frac{Q}{F} = 2,64 (800 - 20) = 2059 \text{ вт/м}^2$$

Это же количество тепла передается воздуху от наружной поверхности стенки

$$\frac{Q}{F} = \alpha_{\text{в}} (t_{\text{н}} - t_{\text{в}}) = 8 (t_{\text{н}} - 20) = 2059$$

Следовательно, температура наружной поверхности стенки равна $t_{\text{н}} = 278^\circ \text{C}$.

Пример VI.14. Температура стенки $t_{\text{ст}} = 278^\circ \text{C}$ в примере VI.13 слишком высока. Для ее снижения на поверхность трубы

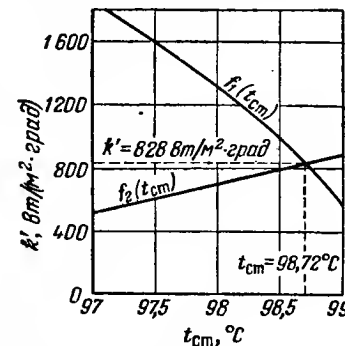


Рис. VI-5. Графическое определение коэффициента теплопередачи.

может быть нанесен дополнительный теплоизоляционный слой диатомита [$\lambda_{из} = 0,12 \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$] или улучшена теплоотдача от наружной поверхности трубы путем обдува стенки воздухом. Определить толщину слоя диатомита или скорость воздуха, необходимые для того, чтобы наружная температура стенки не превышала 120°C .

Решение. *Определение толщины слоя дополнительной изоляции.* Потери тепла в новых условиях составят

$$\frac{Q}{F} = \alpha_B (t_H - t_B) = 8 (120 - 20) = 800 \text{ вт/м}^2$$

Толщину слоя определяем из уравнения теплопередачи между газом, находящимся в печи, и наружной поверхностью стенки

$$\frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_H}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{\delta_{из}}{\lambda_{из}}} = \frac{800 - 120}{\frac{1}{30} + \frac{0,4}{1,8} + \frac{\delta_{из}}{0,12}} = 800 \text{ вт/м}^2$$

откуда $\delta_{из} = 0,07 \text{ м}$.

Определение скорости обдувающего воздуха. Потери тепла составят

$$\frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_H}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{\delta}{\lambda}} = \frac{800 - 120}{\frac{1}{30} + \frac{0,4}{1,8}} = 2670 \text{ вт/м}^2$$

Коэффициент теплоотдачи от трубы к воздуху определим из выражения

$$\frac{Q}{F} = \alpha_B (t_H - t_B) = \alpha_B (120 - 20) = 2670 \text{ вт/м}^2$$

откуда $\alpha_B = 26,7 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Скорость воздуха найдем, используя уравнение (VI. 20)

$$Nu = 0,057 (Re Pr)^{0,78}$$

Так как $Re = \frac{wL}{\nu}$, то скорость газа равна

$$w = \frac{\nu}{L} \cdot \frac{1}{Pr} \left(\frac{Nu}{0,057} \right)^{1/0,78}$$

Из справочных таблиц находим физические параметры воздуха при средней температуре

$$t_{cp} = \frac{t_H + t_B}{2} = \frac{120 + 20}{2} = 70^\circ \text{C}$$

кинематическая вязкость $\nu = 0,205 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сек}$

теплопроводность $\lambda = 2,46 \cdot 10^{-2} \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 2,87 \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$

критерий Прандтля $Pr = 0,722$

критерий Нуссельта (высоту печи принимаем 2 м)

$$Nu = \frac{\alpha L}{\lambda} = \frac{26,7 \cdot 2}{2,87 \cdot 10^{-2}} = 1860$$

Подставив числовые значения физических параметров в выражение для скорости воздуха w , получим

$$w = \frac{0,205 \cdot 10^{-4}}{2} \cdot \frac{1}{0,722} \left(\frac{1860}{0,057} \right)^{1/0,78} = 8,83 \text{ м/сек}$$

Уравнение (VI.20) действительно в области $Re > 500\,000$, поэтому проверяем его применимость в данном случае

$$Re = \frac{wL}{\nu} = \frac{8,83 \cdot 2}{2,05 \cdot 10^{-5}} = 863\,000$$

Таким образом, полученный результат соответствует области применения уравнения (VI.20).

Пример VI. 15. Определить количество тепла, которое теряется через стенку печи толщиной $\delta = 0,25 \text{ м}$, если известно, что теплопроводность стенки зависит от температуры и изменяется по уравнению

$$\lambda = 0,6 (1 + 0,8 \cdot 10^{-3} t) \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}$$

Температура газов в печи $t_r = 850^\circ \text{C}$; температура окружающего воздуха $t_B = 40^\circ \text{C}$. Коэффициенты теплоотдачи от газа к стенке и от стенки к воздуху соответственно составляют: $\alpha_r = 18 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$ и $\alpha_B = 9 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$. Поверхность стенок печи $F = 60 \text{ м}^2$.

Решение. По уравнению теплопередачи

$$Q_n = \frac{F (t_r - t_B)}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{\delta}{\lambda_{cp}} + \frac{1}{\alpha_B}} \quad (1)$$

где λ_{cp} — средняя теплопроводность стенки.

Так как теплопроводность стенки изменяется с температурой линейно, λ_{cp} можно определить при среднеарифметической температуре стенки

$$\lambda_{cp} = 0,6 \left(1 + 0,8 \cdot 10^{-3} \frac{t_1 + t_2}{2} \right)$$

Температуры обеих сторон стенки t_1 и t_2 могут быть выражены как функции от количества теряемого тепла:

$$Q_n = \alpha_r F (t_r - t_1) = \alpha_B F (t_2 - t_B)$$

или

$$t_1 = t_r - \frac{Q_n}{\alpha_r F}; \quad t_2 = t_B + \frac{Q_n}{\alpha_B F}$$

Подставив эти значения в уравнение (1), получим

$$\begin{aligned} Q_n &= \frac{F (t_r - t_B)}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{\delta}{0,6 \left[1 + \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{2} \left(t_r - \frac{Q_n}{\alpha_r F} + t_B + \frac{Q_n}{\alpha_B F} \right) \right]} + \frac{1}{\alpha_B}} \\ &= \frac{60 (850 - 40)}{\frac{1}{18} + \frac{0,25}{0,6 \left[1 + \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{2} \left(850 - \frac{Q_n}{18 \cdot 60} + 40 + \frac{Q_n}{9 \cdot 60} \right) \right]} + \frac{1}{9}} \end{aligned} \quad (2)$$

Решаем это уравнение (отрицательный корень отбрасываем) и получаем $Q_n = 104\,000 \text{ вт}$. Температура стенки $t_1 = 754^\circ \text{C}$ и $t_2 = 232^\circ \text{C}$.

Пример VI. 16. Определить количество тепла, которое поступает в холодильную камеру, построенную из красного кирпича [толщина $\delta_k = 0,2$ м, теплопроводность $\lambda_k = 0,7$ Вт/(м·град)] и изолированную с наружной стороны слоем пробки толщиной 0,1 м [теплопроводность сухой пробки $\lambda_1 = 0,07$, влажной пробки $\lambda_2 = 0,15$, а промерзшей пробки $\lambda_3 = 0,35$ Вт/(м·град)]. Температура внутри камеры $t_{вн} = -34^\circ\text{C}$, а снаружи $t_{н} = 28^\circ\text{C}$. Коэффициент теплоотдачи внутри и снаружи составляет соответственно $\alpha_{вн} = 5$ Вт/(м²·град); $\alpha_{н} = 9$ Вт/(м²·град). Точка росы, соответствующая влажности наружного воздуха, $t_p = 12^\circ\text{C}$. Определить также распределение температур внутри стенки.

Решение. Так как в слой пробки проникают пары, которые могут конденсироваться и замерзнуть, будем считать, что тепловая изоляция состоит из трех слоев неизвестной толщины $\delta_1, \delta_2, \delta_3$ (рис. VI-6). Приравняем удельные тепловые потоки

$$\begin{aligned} \frac{Q}{F} &= \alpha_n (t_n - t_1) = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_1 - t_2) = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_2 - t_3) = \\ &= \frac{\lambda_3}{\delta_3} (t_3 - t_4) = \frac{\lambda_k}{\delta_k} (t_4 - t_5) = \alpha_{вн} (t_5 - t_{вн}) \end{aligned}$$

При этом $t_2 = t_p = 12^\circ\text{C}$ (ниже точки росы пробка становится влажной), а $t_3 = 0^\circ\text{C}$ (ниже 0°C пробка промерзает). Кроме того

$$\delta_1 + \delta_2 + \delta_3 = 0,1 \text{ м}$$

Подставив эти значения в предыдущие равенства, получим систему из семи уравнений с семью неизвестными

$$\begin{aligned} \frac{Q}{F} &= 9(28 - t_1) = \frac{0,07}{\delta_1} (t_1 - 12) = \frac{0,15}{\delta_2} (12 - 0) = \\ &= \frac{0,35}{\delta_3} (0 - t_4) = \frac{0,7}{0,2} (t_4 - t_5) = 5(t_5 + 34) \end{aligned} \quad (1)$$

$$\delta_1 + \delta_2 + \delta_3 = 0,1 \quad (2)$$

В приведенных выше уравнениях неизвестными величинами являются: $Q/F, t_1, t_4, t_5, \delta_1, \delta_2, \delta_3$. Выразим величины $\delta_1, \delta_2, \delta_3$ с помощью уравнений:

$$\delta_1 = \frac{0,07(t_1 - 12)}{9(28 - t_1)}$$

$$\delta_2 = \frac{0,15 \cdot 12}{9(28 - t_1)}$$

$$\delta_3 = -\frac{0,35 \cdot t_4}{9(28 - t_1)}$$

Подставив их в уравнение (2), имеем

$$t_4 = \frac{0,97t_1 - 24,24}{0,35}$$

Из равенства $9(28 - t_1) = 5(t_5 + 34)$ получаем

$$t_5 = \frac{9}{5}(28 - t_1) - 34$$

Подставим выражения для t_4 и t_5 в уравнение

$$\frac{0,7}{0,2} (t_4 - t_5) = 9(28 - t_1)$$

и получим величину температуры наружного слоя изоляции $t_1 = 22,2^\circ\text{C}$. Зная t_1 , определим остальные неизвестные: $t_4 = -7,75^\circ\text{C}$; $t_5 = -23,6^\circ\text{C}$; $\delta_1 = 0,0136$ м; $\delta_2 = 0,0346$ м; $\delta_3 = 0,0518$ м и $Q/F = 52,2$ Вт/м².

Так как теплопроводность изоляции постоянна, температура по слоям изменяется линейно (рис. VI-6).

Примечание. Если бы значение толщины промерзшего слоя пробки δ_3 было отрицательным, т. е. $t_4 > 0$, то уравнения теплопереноса следовало бы написать лишь для двух слоев пробки (сухого и влажного).

Пример VI. 17. Через проложенный на эстакаде стальной трубопровод длиной 20 м, наружным диаметром 26 мм и внутренним диаметром 21 мм циркулирует расплавленный свинец (температура свинца 400°C , расход $G = 18000$ г/ч). Трубопровод изолирован асбестовым волокном $\lambda = 0,11$ Вт/(м·град). Коэффициент теплоотдачи от расплавленного металла $\alpha_{вн} = 2000$ Вт/(м²·град), а от трубопровода к воздуху (конвекцией и излучением) $\alpha_n = 15$ Вт/(м²·град); теплопроводность стали $\lambda_c = 45$ Вт/(м·град); удельная теплоемкость свинца $c = 0,0375$ ккал/(кг·град); температура окружающей среды 20°C . Определить толщину тепловой изоляции, необходимой для того, чтобы свинец не охладился более чем на 5°C .

Решение. Определим допустимые потери тепла

$$Q_n = Gc(t_n - t_k)$$

где индексы «н» и «к» относятся к начальной и конечной температуре свинца

$$Q_n = 18000 \cdot 0,0375 \cdot 5 = 3370 \text{ ккал/ч} = 3370 \frac{4,19 \cdot 10^3}{3600} = 3920 \text{ Вт}$$

Толщину изоляции определяем по формуле (VI.79), которая в данном случае имеет вид

$$Q_n = \frac{2\pi l \Delta t}{\frac{1}{\alpha_{вн} r_{вн}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{ср, тр}} + \frac{\delta_{из}}{\lambda_{из, ср, из}} + \frac{1}{\alpha_n r_n}}$$

где Δt — разность между средней температурой свинца $\left(\frac{400 + 400 - 5}{2}\right)$ и тем-

пературой окружающей среды; $r_{вн}$ — внутренний радиус трубы, $r_{вн} = \frac{21}{2} \text{ мм} = 0,0105$ м; $r_{ср, тр}$ — среднелогарифмический радиус трубы, который для трубы незначительной толщины может быть заменен среднелогарифмическим радиусом

$$r_{ср, тр} = r_{вн} + \frac{\delta_{тр}}{2} = 0,0105 + \frac{0,0025}{2} = 0,0117 \text{ м}$$

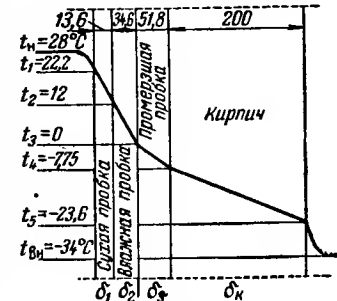


Рис. VI-6: График распределения температур в стенке камеры (к примеру VI. 16).

$r_{\text{ср, из}}$ — среднелогарифмический радиус изоляции

$$r_{\text{ср, из}} = \frac{0,0130 + \delta_{\text{из}} - 0,0130}{\ln \frac{0,0130 + \delta_{\text{из}}}{0,0130}}$$

$r_{\text{и}}$ — наружный радиус

$$r_{\text{и}} = r_{\text{вн}} + \delta_{\text{тр}} + \delta_{\text{из}} = 0,0130 + \delta_{\text{из}}$$

Подставив в исходное уравнение указанные величины, получим

$$Q_{\text{п}} = \frac{2\pi \cdot 20 (397,5 - 20)}{\frac{1}{2000 \cdot 0,0105} + \frac{0,0025}{45 \cdot 0,0117} + \frac{\delta_{\text{из}}}{0,11 \frac{0,0130 + \delta_{\text{из}}}{\ln \frac{0,0130 + \delta_{\text{из}}}{0,0130}}} + \frac{1}{15 (0,0130 + \delta_{\text{из}})}} = 3920$$

или

$$12,1 = \frac{1}{0,11} \ln \frac{0,0130 + \delta_{\text{из}}}{0,0130} + \frac{1}{15 (0,0130 + \delta_{\text{из}})}$$

Это уравнение не решается явно относительно $\delta_{\text{из}}$, поэтому решаем его методом последовательных приближений, переписав предварительно в виде

$$\lg \frac{0,0130 + \delta_{\text{из}}}{0,0130} = 0,58 - \frac{0,00318}{0,013 + \delta_{\text{из}}}$$

В качестве приближения нулевого порядка принимаем $\delta_{\text{из}}^0 = 0,04$ м и подставляем это значение в правую часть уравнения. Получаем

$$\lg \frac{0,0130 + \delta'_{\text{из}}}{0,0130} = 0,58 - \frac{0,00318}{0,0130 + 0,04} = 0,506$$

откуда

$$\frac{0,0130 + \delta'_{\text{из}}}{0,0130} = 3,2$$

и

$$\delta'_{\text{из}} = 0,0288 \text{ м}$$

Полученное приближение первого порядка снова подставляем в правую часть уравнения

$$\lg \frac{0,0130 + \delta''_{\text{из}}}{0,0130} = 0,58 - \frac{0,00318}{0,013 + 0,0288}$$

откуда

$$\delta''_{\text{из}} = 0,0287 \text{ м}$$

Таким образом, уравнение можно считать решенным, причем требуемая толщина изоляционного слоя $\delta_{\text{из}} = 0,029$ м.

Пример VI. 18. Определить распределение температур и количество тепла, отдаваемого стальным стержнем (рис. VI-7) цилиндрического сечения, окруженного газом при температуре $t_{\text{г}} = 20^\circ \text{C}$ и коэффициенте теплоотдачи $\alpha = 9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Температура t_0 наружного торца стержня поддерживается постоянной и равной 200°C , а внутренний торец имеет идеальную тепловую изоляцию. Длина стержня $L = 0,2$ м, диаметр $d = 0,01$ м, теплопроводность $\lambda = 25 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

Решение. Определение распределения температур. Составим тепловой баланс для бесконечно малого элемента стержня, ограниченного двумя плоскостями, расположенными на расстояниях z и $z + dz$.

При стационарном режиме разность между количествами тепла Q_z и Q_{z+dz} , передаваемыми путем теплопроводности, равна количеству тепла $Q_{\text{конв}}$, передаваемому конвекцией окружающей среде

$$Q_z - Q_{z+dz} = Q_{\text{конв}}$$

Согласно уравнению (VI.1)

$$Q_z = -\lambda F \frac{dt}{dz}$$

а

$$Q_{z+dz} = -\lambda F \frac{dt}{dz} + \frac{d}{dz} \left(-\lambda F \frac{dt}{dz} \right) dz$$

Для упрощения расчета температуры в каждом сечении стержня считаем постоянной.

Согласно уравнению (VI. 16)

$$Q_{\text{конв}} = \alpha \Pi dz \Delta t$$

где $\Delta t = (t - t_{\text{г}})$ — разность между температурами стержня и газа; $\Pi = \pi d$ — периметр стержня.

Соответственно уравнение теплового баланса принимает вид

$$\lambda F \frac{d^2 t}{dz^2} = \alpha \Pi \Delta t$$

Температура $t_{\text{г}}$ постоянна, поэтому

$$\frac{d^2 t}{dz^2} = \frac{d^2 (t - t_{\text{г}})}{dz^2} = \frac{d^2 \Delta t}{dz^2}$$

Уравнение теплового баланса преобразуется следующим образом:

$$\frac{d^2 \Delta t}{dz^2} = m^2 \Delta t$$

где

$$m^2 = \frac{\alpha \Pi}{\lambda F}$$

Решение этого уравнения с постоянными коэффициентами имеет вид

$$\Delta t = C_1 e^{mz} + C_2 e^{-mz}$$

где C_1, C_2 — постоянные, определяемые из граничных условий.

При $z = 0$ величина $\Delta t = t_0 - t_{\text{г}} = \Delta t_0$, следовательно

$$\Delta t_0 = C_1 e^0 + C_2 e^0 = C_1 + C_2$$

Так как торец стержня, которому соответствует $z = L$, изолирован, то количество тепла, отдаваемое им, равно нулю

$$(Q_{\text{конв}})_{z=L} = -\lambda F \left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=L} = 0$$

$$\left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=L} = \left(\frac{d \Delta t}{dz} \right)_{z=L} = 0$$

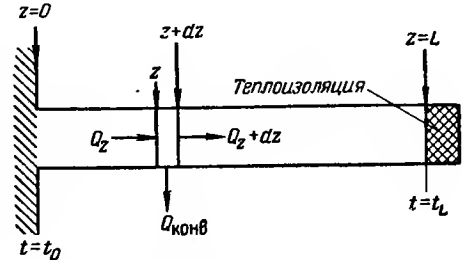


Рис. VI-7. Схема расчета распределения температуры в металлическом стержне (к примеру VI. 18).

Продифференцируем решение дифференциального уравнения

$$\frac{d \Delta t}{dz} = C_1 m e^{mz} - C_2 m e^{-mz}$$

Подставив сюда $z = L$, получим

$$0 = C_1 m e^{mL} - C_2 m e^{-mL}$$

откуда

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{m e^{mL}}{m e^{-mL}} = e^{2mL}$$

Учитывая соотношение между коэффициентами, вытекающее из первого граничного условия, получим

$$C_1 = \frac{\Delta t_0}{1 + e^{2mL}}; \quad C_2 = \frac{\Delta t_0}{1 + e^{-2mL}}$$

Следовательно, решение уравнения принимает вид

$$\Delta t = \Delta t_0 \left(\frac{e^{mz}}{1 + e^{2mL}} + \frac{e^{-mz}}{1 + e^{-2mL}} \right)$$

Величина m составляет

$$m = \sqrt{\frac{\alpha \Pi}{\lambda F}} = \sqrt{\frac{4 \alpha \pi d}{\lambda \pi d^2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9}{25 \cdot 0,01}} = 12$$

Так как $\Delta t = (t - 20)$, $\Delta t_0 = (200 - 20)$ и $L = 0,2$, то распределение температур описывается уравнением

$$t = 20 + (200 - 20) \left(\frac{e^{12z}}{1 + e^{2 \cdot 12 \cdot 0,2}} + \frac{e^{-12z}}{1 + e^{-2 \cdot 12 \cdot 0,2}} \right)$$

или

$$t = 20 + 180 \left(\frac{e^{12z}}{122,5} + \frac{e^{-12z}}{1,008} \right)$$

Ниже приведены значения температуры стержня как функции расстояния z :

| | | | | | | |
|------------------------------|-----|------|------|------|------|------|
| Расстояние z , м | 0 | 0,04 | 0,08 | 0,12 | 0,16 | 0,2 |
| Температура t , °C | 200 | 134 | 92 | 68,2 | 56,1 | 52,4 |

Определение количества тепла, отдаваемого стержнем окружающей среде

$$Q = \int_{z=0}^{z=L} \alpha \Pi \Delta t dz = \int_0^L \alpha \Pi \Delta t_0 \left(\frac{e^{mz}}{1 + e^{2mL}} - \frac{e^{-mz}}{1 + e^{-2mL}} \right) dz =$$

$$= \frac{\alpha \Pi \Delta t_0}{m} \left(\frac{e^{mL} - 1}{1 + e^{2mL}} - \frac{e^{-mL} - 1}{1 + e^{-2mL}} \right)$$

Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$Q = \frac{9\pi \cdot 0,01}{12} 180 \left(\frac{e^{12 \cdot 0,2} - 1}{1 + e^{2 \cdot 12 \cdot 0,2}} - \frac{e^{-12 \cdot 0,2} - 1}{1 + e^{-2 \cdot 12 \cdot 0,2}} \right) = 4,15 \text{ вт}$$

То же количество тепла проходит и через сечение у основания стержня ($z = 0$). Следовательно

$$Q = - \lambda F \left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=0}$$

Как было показано выше (стр. 166)

$$\frac{dt}{dz} = \frac{d \Delta t}{dz} = C_1 m e^{mz} - C_2 m e^{-mz}$$

Поэтому

$$\left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=0} = m (C_1 - C_2)$$

и

$$Q = - \lambda F m \Delta t_0 \left(\frac{1}{1 + e^{2mL}} - \frac{1}{1 + e^{-2mL}} \right)$$

Подставив в выражение Q числовые значения соответствующих величин, получим

$$Q = - 25 \frac{\pi}{4} (0,01)^2 \cdot 12 \cdot 180 \left(\frac{1}{1 + e^{2 \cdot 12 \cdot 0,2}} - \frac{1}{1 + e^{-2 \cdot 12 \cdot 0,2}} \right) = 4,15 \text{ вт}$$

Пример VI. 19. В газопроводе установлена термопара (рис. VI-8), показывающая температуру 400°C . Определить истинную температуру газа t_r , если термопара вставлена в металлический чехол, проходящий через стенку трубопровода. Диаметр

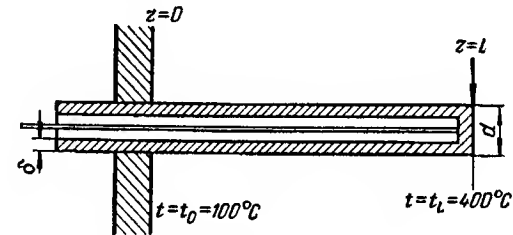


Рис. VI-8. Схема установки термопары (к примеру VI. 19).

чехла $d = 0,008$ м, длина $L = 0,15$ м, толщина стенки чехла $\delta = 0,002$ м; теплопроводность $\lambda = 45$ вт/(м·°C); коэффициент теплоотдачи газа $\alpha = 8$ вт/(м²·град); температура стенки трубопровода $t_0 = 100^\circ \text{C}$.

Решение. Термопара указывает не температуру газа, а температуру внутреннего торца металлического чехла. Зависимость между этими температурами определяем тем же методом, который применялся в примере VI.18. Уравнение теплового баланса на расстоянии z от стенки имеет вид

$$\frac{d^2 \Delta t}{dz^2} = m^2 \Delta t$$

где $m^2 = \frac{\alpha \Pi}{\lambda S}$; $\Delta t = t - t_r$ — разность между температурой стенки чехла и температурой газа; Π — смоченный периметр (в данном случае наружный периметр); S — площадь поперечного сечения чехла.

Дифференциальное уравнение имеет решение

$$\Delta t = C_1 e^{mz} + C_2 e^{-mz}$$

где C_1, C_2 — постоянные, определяемые из граничных условий.

Как и в примере VI.18, при $z = 0$ температура чехла равна температуре стенки и, следовательно

$$\Delta t_0 = C_1 + C_2$$

Но так как конец чехла не имеет тепловой изоляции, то при $z = L$ нельзя принять граничное условие, которое было использовано при решении примера VI.18.

Напишем условие равенства между тепловым потоком за счет теплопроводности для сечения $z = L$ и количеством тепла, воспринимаемого внутренним концом чехла

$$-\lambda S \left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=L} = \alpha \frac{\pi d^2}{4} (\Delta t)_{z=L}$$

При этом

$$(\Delta t)_{z=L} = C_1 e^{mL} + C_2 e^{-mL}$$

и

$$\left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=L} = \left(\frac{d \Delta t}{dz} \right)_{z=L} = C_1 m e^{mL} - C_2 m e^{-mL}$$

Поэтому второе уравнение для определения постоянных интегрирования имеет вид:

$$-\lambda S (C_1 m e^{mL} - C_2 m e^{-mL}) = \alpha \frac{\pi d^2}{4} (C_1 e^{mL} + C_2 e^{-mL})$$

Таким образом, получаем следующие значения постоянных C_1 и C_2

$$C_1 = \frac{\Delta t_0}{1 + \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}}$$

и

$$C_2 = \frac{\Delta t_0 \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}}{1 + \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}}$$

где

$$B = m \frac{4\lambda S}{\pi \alpha d^2}$$

Следовательно, разность температур на внутреннем торце чехла ($z = L$) составляет

$$\begin{aligned} (\Delta t)_{z=L} &= \frac{\Delta t_0}{1 + \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}} e^{mL} + \frac{\Delta t_0 \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}}{1 + \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}} e^{-mL} = \\ &= \Delta t_0 e^{mL} \frac{1 + \frac{B+1}{B-1}}{1 + \frac{B+1}{B-1} e^{2mL}} \end{aligned}$$

Вычислим значения m и B

$$S = \frac{\pi}{4} [d^2 - (d-2\delta)^2]$$

$$m = \sqrt{\frac{\alpha \pi d}{\lambda \frac{\pi}{4} [d^2 - (d-2\delta)^2]}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8 \cdot 0,008}{45 \cdot 0,48 \cdot 10^{-4}}} = 10,9 \text{ м}^{-1}$$

$$B = m \frac{\lambda}{\alpha} \cdot \frac{d^2 - (d-2\delta)^2}{d^2} = 10,9 \cdot \frac{45}{8} \cdot \frac{48}{64} = 46$$

После подстановки числовых значений m и B получим

$$(\Delta t)_{z=L} = (100 - t_r) e^{10,9 \cdot 0,15} \frac{1 + \frac{46+1}{46-1}}{1 + \frac{46+1}{46-1} e^{2 \cdot 10,9 \cdot 0,15}} = 400 - t_r$$

Отсюда

$$t_r = 576^\circ \text{C}$$

Из приведенных расчетов видно, что температура, показываемая термопарой, на 176°C ниже действительной температуры газа. Для уменьшения возможной ошибки рекомендуется тепловая изоляция трубопровода, чтобы температура его стенок была по возможности ближе к температуре газа; изготовление чехла для термопар из материала малой теплопроводности, а также обеспечение высокого коэффициента теплоотдачи от газа к термопаре. Необходимо также, чтобы стенки чехла были как можно тоньше.

Пример VI.20. Определить тепловые потери за счет конвекции и излучения для паропровода с наружным диаметром $d = 0,2 \text{ м}$. Температура насыщенного пара $t_n = 280^\circ \text{C}$, температура окружающей среды $t_b = 25^\circ \text{C}$; степень черноты материала трубопровода $\epsilon = 0,8$.

Решение. Термическими сопротивлениями пограничного слоя пара у стенок и самой стенки паропровода пренебрегаем. Таким образом, удельные потери тепла (на 1 м паропровода) составят

$$\frac{Q_n}{l} = \pi d (\alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{из}}) \Delta t$$

Коэффициент теплоотдачи конвекцией $\alpha_{\text{конв}}$ определяем по формуле (VI.42), предварительно произведя необходимые расчеты.

Критерий Грасгофа

$$\text{Gr} = g l^3 \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^2 \beta \Delta t$$

Критерий Прандтля

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{\lambda}$$

Физические свойства воздуха находим при средней температуре $t_{\text{ср}}$ по формуле (VI.19)

$$t_{\text{ср}} = \frac{280 + 25}{2} = 152,5^\circ \text{C}$$

Плотность $\rho = 0,803 \text{ кг/м}^3$
динамическая вязкость $\mu = 2,43 \cdot 10^{-6} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2 = 2,38 \cdot 10^{-5} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$
теплопроводность $\lambda = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 3,4 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$
удельная теплоемкость $c_p = 0,246 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)} = 1,03 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$

коэффициент объемного расширения можно принять $\beta = \frac{1}{273}$

разность температур $\Delta t = 280 - 25 = 255^\circ \text{C}$

Определяющим размером в критерии Грасгофа является диаметр трубопровода

$$\text{Gr} = 9,81 \cdot 0,2^3 \left(\frac{0,803}{2,38 \cdot 10^{-5}} \right)^2 \frac{255}{273} = 8,35 \cdot 10^7$$

$$\text{Pr} = \frac{2,38 \cdot 10^{-5} \cdot 1,03 \cdot 10^3}{3,4 \cdot 10^{-2}} = 0,722$$

Произведение $GrPr = 8,35 \cdot 10^7 \cdot 0,722 = 6,03 \cdot 10^7$.
Так как $GrPr < 10^8$, применяем уравнение (VI.42) в виде

$$Nu = 0,56 (GrPr)^{1/4} = 0,56 (6,03 \cdot 10^7)^{1/4} = 49,4$$

Поскольку

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$$

то

$$\alpha_{\text{конв}} = \frac{49,4 \cdot 3,4 \cdot 10^{-2}}{0,2} = 8,4 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением находим на основе уравнений (VI.77) и (VI.67)

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{из}} &= C_0 \frac{\epsilon \left[\left(\frac{T_{\text{п}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{в}}}{100} \right)^4 \right]}{T_{\text{п}} - T_{\text{в}}} = \\ &= \frac{5,68 \cdot 0,8 \left[\left(\frac{280 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{25 + 273}{100} \right)^4 \right]}{280 - 25} = 15,4 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)} \end{aligned}$$

Следовательно, потери тепла на 1 м паропровода составят

$$\frac{Q_{\text{п}}}{l} = \pi \cdot 0,2 (8,4 + 15,4) (280 - 25) = 3810 \text{ вт/м}$$

Пример VI.21. Определить потери тепла на 1 м горизонтального паропровода диаметром 60/52,5 мм. Паропровод покрыт слоем изоляции толщиной 40 мм [$\lambda_{\text{из}} = 0,8 \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$]. Температура насыщенного пара $t_{\text{п}} = 220^\circ \text{C}$, температура окружающей среды $t_{\text{в}} = 20^\circ \text{C}$; степень черноты изоляции $\epsilon = 0,8$.

Решение. 1) Если пренебречь термическими сопротивлениями пограничного слоя пара у стенки трубы и самой стенки, то формула (VI.79) принимает вид

$$\frac{Q_{\text{п}}}{l} = \frac{2\pi (t_{\text{п}} - t_{\text{в}})}{\frac{\delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}} r_{\text{ср, из}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{п}} r_{\text{н}}}}$$

Среднегеометрический радиус слоя изоляции

$$r_{\text{ср, из}} = \frac{0,03 + \delta_{\text{из}} - 0,03}{\ln \frac{0,03 + \delta_{\text{из}}}{0,03}} = \frac{0,04}{2,3 \lg \frac{0,07}{0,03}} = 0,0473 \text{ м}$$

Наружный радиус слоя изоляции $r_{\text{н}} = 0,03 + \delta_{\text{из}} = 0,07 \text{ м}$.
Коэффициент теплоотдачи (излучением и конвекцией)

$$\alpha_{\text{н}} = \alpha_{\text{из}} + \alpha_{\text{конв}}$$

Для определения коэффициентов теплоотдачи конвекцией $\alpha_{\text{конв}}$ и излучением $\alpha_{\text{из}}$ необходимо знать температуру наружной поверхности изоляции. Принимаем $t_{\text{ст}} = 120^\circ \text{C}$, причем в дальнейшем она должна быть проверена.

Чтобы установить, какой формулой в табл. VI-3 следует пользоваться для определения $\alpha_{\text{конв}}$, вычисляем сначала произведение $l^3 \Delta t$, где l — диаметр изолированного трубопровода, Δt — разность температур наружной стенки паропровода и воздуха

$$l^3 \Delta t = 0,14^3 (120 - 20) = 0,274 \text{ м}^3 \cdot \text{град}$$

Так как значение $l^3 \Delta t$ меньше критического значения, равного $2 \text{ м}^3 \cdot \text{град}$, пользуемся формулой

$$\alpha_{\text{конв}} = 1,17 \left(\frac{\Delta t}{d_{\text{н}}} \right)^{1/4} = 1,17 \left(\frac{120 - 20}{0,14} \right)^{1/4} = 6,03 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением определяем по формуле (VI.77)

$$\alpha_{\text{из}} = \frac{Q_{\text{из}}}{F \Delta t}$$

где по формуле (VI.67)

$$Q_{\text{из}} = C_0 F \left[\left(\frac{T_{\text{ст}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{в}}}{100} \right)^4 \right] \epsilon$$

Подставив числовые значения, получим

$$\alpha_{\text{из}} = \frac{5,68 \left[\left(\frac{120 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{20 + 273}{100} \right)^4 \right]}{120 - 20} = 7,6 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Следовательно, $\alpha_{\text{н}} = 6,03 + 7,6 = 13,63 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$ и

$$\frac{Q_{\text{п}}}{l} = \frac{2\pi (220 - 20)}{\frac{0,04}{0,8 \cdot 0,0473} + \frac{1}{13,63 \cdot 0,07}} = 597 \text{ вт/м}$$

Проверим теперь температуру стенки, используя уравнение

$$\frac{Q_{\text{п}}}{l} = 2\pi r_{\text{н}} (\alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{из}}) (t_{\text{ст}} - t_{\text{в}})$$

Отсюда

$$t_{\text{ст}} = t_{\text{в}} + \frac{Q_{\text{п}}/l}{2\pi r_{\text{н}} (\alpha_{\text{из}} + \alpha_{\text{конв}})} = 20 + \frac{597}{2\pi \cdot 0,07 \cdot 13,63} = 120^\circ \text{C}$$

Полученное значение температуры наружного слоя изоляции соответствует принятому в начале расчета.

2) Если коэффициенты теплоотдачи можно выразить как функции неизвестной температуры стенки, то более надежно определить сначала эту температуру. Составим уравнение, выражающее равенство количеств тепла, прошедшего через стенку и переданного стенкой окружающей среде

$$\frac{Q_{\text{п}}}{l} = 2\pi r_{\text{ср, из}} \frac{\lambda_{\text{из}}}{\delta_{\text{из}}} (t_{\text{п}} - t_{\text{ст}}) = 2\pi r_{\text{н}} (\alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{из}}) (t_{\text{ст}} - t_{\text{в}}) \quad (A)$$

где, согласно данным, приведенным в табл. VI-3

$$\alpha_{\text{конв}} = 1,17 \left(\frac{t_{\text{ст}} - t_{\text{в}}}{2r_{\text{н}}} \right)^{1/4}$$

и в соответствии с уравнениями (VI.77) и (VI.67)

$$\alpha_{\text{из}} = \frac{C_0 \epsilon \left[\left(\frac{t_{\text{ст}} + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_{\text{в}} + 273}{100} \right)^4 \right]}{t_{\text{ст}} - t_{\text{в}}}$$

Подставив выражения для $\alpha_{\text{конв}}$ и $\alpha_{\text{из}}$ в уравнение (A), получим

$$\begin{aligned} \frac{Q_{\text{п}}}{l} &= 2\pi \cdot 0,0473 \frac{0,8}{0,04} (220 - t_{\text{ст}}) = \\ &= 2\pi \cdot 0,07 \left\{ 1,17 \left(\frac{t_{\text{ст}} - 20}{0,14} \right)^{1/4} (t_{\text{ст}} - 20) + 5,68 \cdot 0,8 \left[\left(\frac{t_{\text{ст}} + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{293}{100} \right)^4 \right] \right\} \end{aligned}$$

$$\frac{Q_{\Pi}}{l} = Q_1(t_{\text{ст}}) = Q_2(t_{\text{ст}})$$

Решаем это уравнение графически (рис. VI-9) путем построения кривых $Q_1(t_{\text{ст}})$ и $Q_2(t_{\text{ст}})$ и нахождения точки их пересечения. В результате получаем $Q_{\Pi} = 595 \text{ вт/м}$ и $t_{\text{ст}} = 120^\circ \text{С}$.

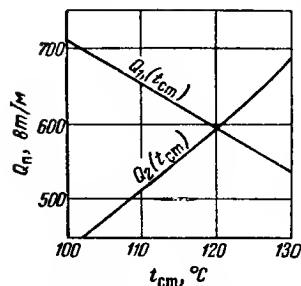


Рис. VI-9. Графическое определение потерь тепла Q_{Π} в окружающую среду.

Пример VI.22. Определить, во сколько раз уменьшатся тепловые потери в условиях примера VI. 20, если экранировать паропровод. Диаметр экрана $D = 0,3 \text{ м}$, степень его черноты $\epsilon' = 0,5$. Для уменьшения тепловых потерь и ограничения конвекционных токов воздуха пространство между экраном и паропроводом делается замкнутым.

Решение. Составим тепловой баланс экрана. Тепло, воспринимаемое экраном от трубопровода (излучением и конвекцией), передается окружающей среде

$$Q_{\text{из}} + Q_{\text{конв}} = Q'_{\text{из}} + Q'_{\text{конв}} \quad (1)$$

Теплообмен излучением между паропроводом и экраном определяется выражением (VI.67)

$$Q_{\text{из}} = F_1 C_0 \left[\left(\frac{T_{\Pi}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{э}}}{100} \right)^4 \right] \Phi_{1,2}$$

в котором фактор формы $\Phi_{1,2}$, согласно уравнению (VI.70), составляет

$$\Phi_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon} + \frac{\pi dl}{\pi D l} \left(\frac{1}{\epsilon'} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{1}{0,8} + \frac{0,2}{0,3} \left(\frac{1}{0,5} - 1 \right)} = 0,523$$

Следовательно

$$Q_{\text{из}} = \pi \cdot 0,2 l \cdot 5,68 \left[\left(\frac{280 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_{\text{э}} + 273}{100} \right)^4 \right] 0,523 \quad (2)$$

где температура экрана $t_{\text{э}}$ неизвестна.

Тепло, переданное конвекцией, в случае неподвижных газов определяется по формуле (VI.12)

$$Q_{\text{конв}} = \frac{\lambda_{\text{экв}}}{\delta} F_{\text{ср}} \Delta t$$

причем эквивалентная теплопроводность $\lambda_{\text{экв}}$, согласно формуле (VI.43), составляет

$$\lambda_{\text{экв}} = 0,11 \lambda (\text{GrPr})^{0,29}$$

Значения физических параметров, входящих в произведение GrPr , берем из примера VI. 20. Подставив λ и $\frac{\text{GrPr}}{255}$ (255°С — значение Δt в примере VI. 20) в предыдущее выражение, получим

$$\lambda_{\text{экв}} = 0,11 \cdot 3,4 \cdot 10^{-2} (2,36 \cdot 10^5 \Delta t)^{0,29} = 0,134 (280 - t_{\text{э}})^{0,29} \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$$

Толщина слоя воздуха

$$\delta = \frac{D - d}{2} = \frac{0,3 - 0,2}{2} = 0,05 \text{ м}$$

Средняя площадь

$$F_{\text{ср}} = \pi \frac{D - d}{\ln \frac{D}{d}} l = 0,775 l \text{ м}^2$$

Следовательно, тепло, переданное экрану путем конвекции, составляет

$$Q_{\text{конв}} = \frac{0,134 (280 - t_{\text{э}})^{0,29}}{0,05} \cdot 0,775 l (280 - t_{\text{э}}) = 2,1 l (280 - t_{\text{э}})^{1,29} \quad (3)$$

Тепло, отданное экраном окружающей среде вследствие излучения

$$Q'_{\text{из}} = F_2 C_0 \left[\left(\frac{T_{\text{э}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{в}}}{100} \right)^4 \right] \epsilon' =$$

$$= \pi \cdot 0,3 l \cdot 5,68 \left[\left(\frac{t_{\text{э}} + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{25 + 273}{100} \right)^4 \right] 0,5 = 2,68 \left[\left(\frac{t_{\text{э}} + 273}{100} \right)^4 - 2,984 \right] \quad (4)$$

Тепло, отданное экраном окружающей среде путем конвекции

$$Q'_{\text{конв}} = \alpha \pi D l (t_{\text{э}} - t_{\text{в}})$$

Коэффициент теплоотдачи находим по упрощенному уравнению

$$\alpha = 1,17 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{1/4} = 1,17 \left(\frac{t_{\text{э}} - 25}{0,3} \right)^{1/4} = 1,58 (t_{\text{э}} - 25)^{1/4}$$

Таким образом

$$Q'_{\text{конв}} = 1,58 (t_{\text{э}} - 25)^{1/4} \pi \cdot 0,3 l (t_{\text{э}} - 25) = 1,49 l (t_{\text{э}} - 25)^{1,25} \quad (5)$$

Подставляем в уравнение (1) величины, выражаемые равенствами (2), (3), (4) и (5), и получаем выражение для определения тепловых потерь

$$\frac{Q_{\Pi}}{l} = 1,87 \left[5,534 - \left(\frac{t_{\text{э}} + 273}{100} \right)^4 \right] + 2,1 (280 - t_{\text{э}})^{1,29} =$$

$$= 2,68 \left[\left(\frac{t_{\text{э}} + 273}{100} \right)^4 - 2,984 \right] + 1,49 (t_{\text{э}} - 25)^{1,25}$$

Графическое решение этого уравнения дано в примере I. 12, приведенном в I главе. В результате получаем $Q_{\Pi}/l = 1695 \text{ вт/м}$; температура экрана $t_{\text{э}} = 183,3^\circ \text{С}$. Следовательно, потери тепла при экранировании уменьшились в 2,25 раза.

Пример VI. 23. Определить максимальную величину тока, который можно пропускать через нихромовую проволоку диаметром $d = 0,2 \text{ мм}$ с тем, чтобы ее температура не превышала 800°С . Температура окружающей среды $t_{\text{в}} = 20^\circ \text{С}$; удельное электрическое сопротивление проволоки $\rho = 1,16 \text{ ом} \cdot \text{мм}^2/\text{м}$; степень черноты проволоки $\epsilon = 0,85$.

Решение. Джоулево тепло, выделяемое при пропускании тока, должно быть равно теплу, отдаваемому проволокой окружающей среде

$$RI^2 = (\alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{из}}) \pi dl (t_{\text{пр}} - t_{\text{в}}) \quad (1)$$

Электрическое сопротивление 1 м проволоки

$$R/l = \rho / \frac{\pi d^2}{4} = 1,16 / \frac{\pi \cdot 0,2^2}{4} = 36,9 \text{ ом/м}$$

Для определения коэффициента теплоотдачи конвекцией $\alpha_{\text{конв}}$ должна быть выбрана соответствующая формула из табл. VI-3. Вычисляем произведение $I^3 \Delta t$, принимая в качестве определяющего размера диаметр проволоки d

$$d^3 \Delta t = (2 \cdot 10^{-4})^3 \cdot (800 - 20) < 2 \text{ м}^3 \cdot \text{град}$$

Следовательно, формула для расчета $\alpha_{\text{конв}}$ следующая:

$$\alpha_{\text{конв}} = 1,17 \left(\frac{\Delta t}{d} \right)^{1/4} = 1,17 \left(\frac{800 - 20}{2 \cdot 10^{-4}} \right)^{1/4} = 52 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Согласно уравнению (VI.77), коэффициент теплоотдачи излучением

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{из}} &= C_0 \epsilon \frac{\left(\frac{T_{\text{пр}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{в}}}{100} \right)^4}{T_{\text{пр}} - T_{\text{в}}} = \\ &= 5,68 \cdot 0,85 \frac{\left(\frac{800 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{20 + 273}{100} \right)^4}{800 - 20} = 81,6 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град}) \end{aligned}$$

Подставив оба коэффициента теплоотдачи в уравнение (1), получим искомую величину тока

$$\begin{aligned} I &= \left[\frac{(\alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{из}}) \pi d l (t_{\text{пр}} - t_{\text{в}})}{R/l} \right]^{1/2} = \\ &= \left[\frac{(52 + 81,6) \pi d l \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} (800 - 20)}{36,9} \right]^{1/2} = 1,33 \text{ а} \end{aligned}$$

ЗАДАЧИ

Задача VI.1. Потери тепла в окружающую среду печью со стенкой толщиной $L = 0,45 \text{ м}$ составляют $15\,000 \text{ вт}$. Определить температуру наружной стенки печи, если температура её внутренней стенки равна 1050°С , а средняя теплопроводность составляет $1,2 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$. Поверхность стенки равна 8 м^2 .

Задача VI.2. Определить количество тепла, проникающего в холодильную камеру с площадью стен 120 м^2 . Стены камеры выполнены из строительного кирпича [толщина $\delta_{\text{к}} = 0,25 \text{ м}$; теплопроводность $\lambda_{\text{к}} = 0,7 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$] и изолированы слоем пробки толщиной $\delta_{\text{п}} = 0,2 \text{ м}$ [теплопроводность $\lambda_{\text{п}} = 0,07 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$]. Пробка покрыта тонким слоем лака, препятствующего ее увлажнению. Термическое сопротивление лаковой пленки ничтожно мало. Температура внутренней поверхности камеры $t_{\text{вн}} = -2^\circ \text{С}$; температура её наружной поверхности $t_{\text{н}} = 25^\circ \text{С}$.

Задача VI.3. Определить потери тепла в окружающую среду печью со стенкой толщиной 25 см . Температура внутренней и наружной поверхности стенки соответственно равна 500 и 60°С . В рабочем интервале температур зависимость теплопроводности от температуры выражается уравнением

$$\lambda = 0,008t - 1,2 \cdot 10^{-5} t^2 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$$

Задача VI.4. Стенка печи состоит из слоя строительного и слоя огнеупорного кирпича равной толщины $\delta_1 = \delta_2 = 0,25 \text{ м}$. Определить потери тепла в окружающую среду, если температура внутренней поверхности стенки $t_{\text{вн}} = 1000^\circ \text{С}$, а её наружной поверхности $t_{\text{н}} = 80^\circ \text{С}$. Коэффициенты теплопроводности [в $\text{вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$] строительного и огнеупорного кирпича линейно зависят от температуры:

$$\lambda_1 = 4,66 (1 + 1,28 \cdot 10^{-3} t) \text{ для строительного кирпича}$$

$$\lambda_2 = 4,27 (1 + 0,14 \cdot 10^{-3} t) \text{ для огнеупорного кирпича}$$

У к а з а н и е. При выполнении расчета для каждого слоя вводится его средняя теплопроводность $\lambda_{\text{ср}} = \lambda_0 (1 + \beta t_{\text{ср}})$, где $t_{\text{ср}}$ — среднеарифметическая температура между крайними температурами слоя.

Задача VI.5. Теплопроводность стенки печи выражается формулой $\lambda = 0,7 (1 + 0,5 \cdot 10^{-3} t) \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$. Определить зависимость температуры стенки от расстояния x до внутренней поверхности и максимальное отклонение от линейного распределения. Внутренняя температура $t_{\text{вн}} = 800^\circ \text{С}$, наружная — $t_{\text{н}} = 120^\circ \text{С}$, толщина стенки $\delta = 0,4 \text{ м}$.

Задача VI.6. Распределение температур в стенке печи в момент времени τ выражается уравнением

$$t = 900 - 300x - 50x^2$$

где t — температура на расстоянии x от внутренней поверхности. Толщина стенки равна 1 м ; поверхность печи 35 м^2 . Определить количество тепла, воспринимаемого и отдаваемого стенкой, а также количество аккумулируемого тепла и изменение температуры во времени.

Теплоемкость материала стенки $c = 0,2 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$; его плотность $\rho = 2300 \text{ кг}/\text{м}^3$; теплопроводность $\lambda = 0,8 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

Задача VI.7. Распределение температуры в плоской стенке толщиной $\delta = 0,1 \text{ м}$ выражается уравнением

$$t = 20 + 15x - 2x^2$$

(x — расстояние от поверхности, см).

Установить, нагревается или охлаждается стенка.

Задача VI.8. Определить потери тепла трубопроводом диаметром 200 мм , изолированного двумя слоями: 5 см огнеупорной изоляции [$\lambda_{\text{ог}} = 0,18 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$] и 4 см асбестовых хлопьев [$\lambda_{\text{из}} = 0,11 \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$]. Температура внутренней и наружной поверхности изоляции соответственно равна 450 и 80°С . Длина трубопровода $L = 120 \text{ м}$.

Задача VI.9. Определить тепловые потери на 1 м металлического трубопровода наружным диаметром $d_{\text{н}} = 0,1 \text{ м}$, изолированного шлаковатой. Толщина слоя изоляции составляет $0,075 \text{ м}$, её теплопроводность определяется выражением

$$\lambda = 0,064 (1 + 2,62 \cdot 10^{-3} t) \text{ вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$$

Температура наружной поверхности трубопровода $t_n = 30^\circ \text{C}$; температура трубы $t_{\text{вн}} = 180^\circ \text{C}$.

Задача VI. 10. Определить количество тепла, проходящего через стенку полого шара, у которого наружный диаметр $D = 0,8 \text{ м}$ и толщина стенки $\delta = 0,3 \text{ м}$. Температура внутренней стенки шара $t_{\text{вн}} = 600^\circ \text{C}$, а наружная $t_n = 80^\circ \text{C}$. Теплопроводность стенки определяется уравнением

$$\lambda = 1,8 (1 + 0,6 \cdot 10^{-3} t)$$

Указание. При решении следует проинтегрировать уравнение Фурье (VI. 1), подставив в него среднюю теплопроводность и поверхность шара, аналогично тому, как это было сделано для цилиндра в примере VI. 5.

Задача VI. 11. Паропровод (наружный диаметр $d_n = 3 \text{ см}$) должен быть изолирован двумя слоями тепловой изоляции толщиной по 3 см каждый. Теплопроводность одного из материалов в 5 раз больше другого. Считая, что внутренняя и наружная температура изоляции фиксирована, установить, в каком порядке следует расположить слои изоляции, а также, во сколько раз увеличатся потери тепла, если не соблюдать такого расположения слоев.

Задача VI. 12. Огнеупорная стенка печи толщиной $0,5 \text{ м}$, теплопроводностью $1,4 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$ нагревается изнутри горячими газами температурой 1200°C . Начальная температура печи 20°C . Через 6 ч после начала нагревания термомпара, установленная на расстоянии $0,1 \text{ м}$ от внутренней поверхности, показывает температуру 650°C . Установить, правильны ли показания термомпары. Удельная теплоемкость материала стенки $c_s = 900 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$, а его плотность $\rho = 2800 \text{ кг/м}^3$.

Указание. Потерями тепла на холодной стороне пренебречь. Считать, что внутренняя поверхность стенки мгновенно достигает температуры горячих газов.

Задача VI. 13. Стальной шар диаметром 10 см и температурой $t_n = 520^\circ \text{C}$ погружают для закалки в масло температурой $t_0 = 40^\circ \text{C}$. Какая температура в центре шара будет через 1 и 4 мин после погружения? Коэффициент теплоотдачи от стали к маслу $\alpha = 400 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; плотность стали $\rho = 7700 \text{ кг/м}^3$; удельная теплоемкость $c = 544 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$; теплопроводность $\lambda = 40 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$.

Задача VI. 14. Резиновую пластину толщиной 40 мм помещают в печь, где температура газов 200°C . Начальная температура пластины 0°C . Определить:

а) температуру поверхности и центра пластины через 50 мин после ввода ее в печь;

б) время вулканизации, необходимое для достижения температуры 180°C в центре пластины.

Коэффициент теплоотдачи от газа $\alpha_t = 14,9 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; плотность резины $\rho = 1190 \text{ кг/м}^3$, ее теплопроводность $\lambda = 1,73 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; удельная теплоемкость $c = 1,42 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$.

Задача VI. 15. Определить время, необходимое для нагревания центра пластины толщиной 30 мм до 130°C . Пластина при начальной температуре 20°C помещена под пресс (его температура 140°C). Теплопроводность пластины $\lambda = 0,18 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; коэффициент температуропроводности $a = 3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$. Коэффициент теплоотдачи от пресса к поверхности пластины $\alpha = 4000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Указание. Использовать метод Гарни — Лури, см. уравнение (VI. 15).

Задача VI. 16. Критерии Грасгофа и Прандтля для жидкости, находящейся в контакте с горизонтальной трубой диаметром 5 см , составляют $10\,000$ и 10 соответственно. Определить тепловые потери за счет естественной конвекции для трубы длиной $l = 80 \text{ м}$. Температура поверхности трубы 80°C , температура жидкости 40°C . Коэффициент теплопроводности жидкости $\lambda = 0,04 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$.

Задача VI. 17. Определить коэффициент теплоотдачи к воде, кипящей в трубах выпарного аппарата, если температура греющей поверхности составляет $t_{\text{ст}} = 65^\circ \text{C}$; вода кипит при давлении 2500 н/м^2 .

Указание. Воспользоваться уравнением (VI. 61).

Задача VI. 18. Определить коэффициент теплоотдачи от нефти, протекающей по трубе длиной 50 м и внутренним диаметром $d_{\text{вн}} = 0,5 \text{ м}$. Расход нефти составляет 750 т/ч . Значения физических параметров нефти:

плотность $\rho = 900 \text{ кг/м}^3$;

удельная теплоемкость $c = 0,45 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$;

кинематическая вязкость $\nu = 0,6 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сек}$;

теплопроводность $\lambda = 0,175 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$.

Указание. Использовать формулу (VI. 24), пренебрегая множителем $(\mu/\mu_{\text{ст}})^{0,14}$.

Задача VI. 19. Определить значения констант a , m и n в упрощенном уравнении для расчета коэффициента теплоотдачи при течении по трубопроводам воздуха и воды со средней температурой 60°C :

$$\alpha = a \frac{G^m}{d^n}$$

где α — коэффициент теплоотдачи, $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; d — внутренний диаметр трубопровода, м ; G — массовая скорость, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{сек)}$.

Указание. Исходить из уравнения (VI. 23), приняв в нем $n = 1/3$.

Задача VI. 20. Сравнить значение количества тепла, отдаваемого верхней поверхностью пластины размером $120 \times 120 \text{ см}$, имеющей температуру 120°C , воздуху температурой 25°C [вычислено по общему уравнению (VI. 42)], и значение, найденное по приближенной формуле из табл. VI-3.

Задача VI. 21. Трансформатор погружен в масляную баню диаметром 1 м и высотой $1,5 \text{ м}$. Определить температуру масла, если

известно, что потери электроэнергии, равные 1,8 кВт, обусловлены исключительно потерями тепла через наружную поверхность масляной бани за счет свободной конвекции. Температура воздуха 20°С; коэффициент теплоотдачи от масла к стенке бани $\alpha_m = 120 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Указание. Термическим сопротивлением стенок бани можно пренебречь.

Задача VI. 22. Стенка печи состоит из слоя огнеупорного кирпича теплопроводностью $\lambda_{ог} = 0,7 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$ и слоя строительного кирпича $\lambda_c = 1,52 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$. Определить толщину обоих слоев, необходимую для того, чтобы температура на внутренней и наружной сторонах кладки из строительного кирпича не превышала соответственно 400 и 100°С. Температура печных газов 1100°С; коэффициент теплоотдачи от них $\alpha_r = 15 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Температура окружающего воздуха 0°С; коэффициент теплоотдачи к воздуху $\alpha_v = 13,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Задача VI. 23. Определить количество тепла, проходящего через стенки парового котла, если поверхность нагрева котла $F = 24 \text{ м}^2$; температура кипящей в котле воды $t_v = 150^\circ\text{С}$; коэффициент теплоотдачи от газов $\alpha_r = 35 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$, от стенки котла к воде $\alpha_v = 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; толщина стенок котла $\delta_c = 10 \text{ мм}$; теплопроводность стенок $\lambda_c = 58 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$. На внутренней стороне котла имеется слой накипи толщиной $\delta_n = 5 \text{ мм}$ теплопроводностью $\lambda_n = 0,93 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$; наружная сторона покрыта слоем сажи толщиной $\delta_{саж} = 1 \text{ мм}$ и теплопроводностью $\lambda_{саж} = 0,093 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

Задача VI. 24. Определить потери тепла излучением для стальной трубы с наружным диаметром 0,15 м и температурой 300°С, если температура окружающей среды 25°С, а степень черноты трубы $\epsilon = 0,82$.

Задача VI. 25. Определить количество тепла, передаваемого одним диском другому, если диаметр дисков $D = 1,2 \text{ м}$; расстояние между ними 0,3 м; температура дисков $t_1 = 650^\circ\text{С}$ и $t_2 = 120^\circ\text{С}$; степень черноты $\epsilon_1 = 0,85$ и $\epsilon_2 = 0,6$.

Указание. Геометрический фактор $\phi_{1,2}$ определить по справочным данным*.

Задача VI. 26. Две излучающие квадратные поверхности со стороной $l = 2 \text{ м}$ расположены параллельно на расстоянии 3 м одна от другой. Температура поверхностей 800 и 120°С; степень черноты $\epsilon_1 = 0,8$ и $\epsilon_2 = 0,9$. Определить, во сколько раз уменьшится теплообмен, если между поверхностями поместить экран тех же размеров, степень черноты которого $\epsilon_a = 0,3$.

Задача VI. 27. Металлический шар диаметром $d = 10 \text{ см}$, нагретый до 900°С, помещен в сосуд, находящийся под вакуумом; стенки сосуда имеют очень низкую температуру. Определить время,

необходимое для охлаждения шара до 150°С, если степень черноты шара $\epsilon = 0,6$; плотность $\rho = 8000 \text{ кг}/\text{м}^3$; удельная теплоемкость $c = 550 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$.

Указание. Температурное поле внутри шара в любой момент считать однородным.

Задача VI. 28. Определить потери тепла неизолированным горизонтальным трубопроводом, находящимся в воздухе. Наружный диаметр трубопровода $d = 0,3 \text{ м}$; температура его поверхности $t_n = 450^\circ\text{С}$, температура воздуха $t_v = 50^\circ\text{С}$.

Указание. Для определения коэффициента теплоотдачи можно пользоваться как общей формулой (VI. 42), так и упрощенной формулой для воздуха из табл. VI. 3. Следует учитывать также потери тепла излучением ($\epsilon = 0,8$).

Задача VI. 29. Неизолированный паропровод с наружным диаметром $d = 0,3 \text{ м}$ имеет температуру наружной поверхности $t_n = 450^\circ\text{С}$ и степень черноты $\epsilon = 0,8$. Определить: а) потери тепла в окружающую среду за счет излучения и конвекции при температуре окружающего воздуха $t_v = 50^\circ\text{С}$; б) во сколько раз уменьшатся потери тепла, если трубопровод экранировать? Диаметр стального экрана $D = 0,4 \text{ м}$, степень черноты $\epsilon' = 0,82$, коэффициент теплоотдачи от экрана к окружающему воздуху $\alpha_n = 35 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Указание. Для упрощения расчетов считать, что экран получает тепло только вследствие лучеиспускания.

Задача VI. 30. Определить: а) ток в проводнике диаметром $d = 3 \text{ мм}$ с удельным сопротивлением $\rho = 0,2 \text{ ом} \cdot \text{мм}^2/\text{м}$, если известно, что его температура 90°С, коэффициент теплоотдачи от проводника к воздуху при 20°С равен $\alpha = 15 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; б) до какой температуры нагреется проводник (при прочих равных условиях), если он изолирован слоем резины толщиной $\delta_{из} = 5 \text{ мм}$ [коэффициент теплопроводности резины $\lambda_{из} = 0,17 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$]; в) во сколько раз нужно уменьшить ток в проводнике, чтобы его температура осталась неизменной $t_{пр} = 90^\circ\text{С}$?

Задача VI. 31. Определить температуру нихромовой проволоки диаметром $d = 1 \text{ мм}$, через которую проходит ток $I = 20 \text{ а}$. Проволока охлаждается окружающей средой при температуре $t_v = 0^\circ\text{С}$ путем лучеиспускания и конвекции. Удельное сопротивление и степень черноты проволоки $\rho = 1,1 \text{ ом} \cdot \text{мм}^2/\text{м}$ и $\epsilon = 0,75$.

Указание. Джоулево тепло следует приравнять теплу, отдаваемому поверхностью проволоки окружающей среде путем конвекции и лучеиспускания. Для определения коэффициента теплоотдачи конвекцией использовать уравнение (VI. 42).

Задача VI. 32. Для определения коэффициента теплопроводности неизвестного сплава поставлен следующий опыт. Из сплава был изготовлен тонкий стержень достаточно большой длины. Другой стержень таких же размеров был изготовлен из меди, коэффициент теплопроводности которой известен [$\lambda = 340 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$].

* См., например, Т. Хоблер, Теплопередача и теплообменники, Госхимиздат, 1961, стр. 482, рис. 6-23.

Концы обеих стержней были укреплены в стенке нагретой печи так, что выходящие наружу концы имели одинаковую длину. Оба стержня были покрыты достаточно легкоплавкой смазкой. После установления стационарного режима найдено, что смазка медного стержня расплавилась по длине в 2,8 раза большей, чем смазка на стержне с неизвестным коэффициентом теплопроводности.

Определить приближенное значение теплопроводности сплава.

Указание. Использовать решение дифференциального уравнения, приведенное в примере VI. 20, считая длину стержней бесконечной.

ЛИТЕРАТУРА

- Михеев М. А., Основы теплопередачи, Госэнергоиздат, 1956.
 Михеев М. А., Михеева И. М., Краткий курс теплопередачи, Госэнергоиздат, 1960.
 Кутателадзе С. С., Основы теории теплообмена, Машгиз, 1957.
 Кутателадзе С. С., Боришанский В. М., Справочник по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1959.
 Лыков А. В., Теория теплопроводности, Изд. «Высшая школа», 1967.
 Хоблер Т., Теплопередача и теплообменники, пер. с польск., Изд. «Химия», 1961.
 Мак-Адамс В. Х., Теплопередача, пер. с англ., Металлургиздат, 1961.
 Воскресенский К. Д., Сборник расчетов и задач по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1959.
 Краснощекоев Е. А., Сукомел А. С., Задачник по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1963.

Глава VII

Расчет теплообменной аппаратуры

В настоящей главе рассмотрены методы расчета различных теплообменников, в том числе выпарных аппаратов и конденсаторов.

РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКОВ ДЛЯ НАГРЕВА ИЛИ ОХЛАЖДЕНИЯ ЖИДКОСТЕЙ И ГАЗОВ

Теплообменники, работающие в стационарном режиме

Процесс теплообмена в стационарном режиме может быть описан следующей системой дифференциальных уравнений

$$dQ = k \Delta t dF = G_1 di_1 = \pm G_2 di_2 \quad (\text{VII. 1})$$

где dQ — количество тепла, переданное в единицу времени через поверхность dF , $\text{вт} [\text{ккал}/\text{ч}]$; Δt — разность между температурами горячей и холодной жидкостей на элементе поверхности dF , $^{\circ}\text{C}$; k — коэффициент теплопередачи, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{град}) [\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{град}^{-1}]$; G_1 — расход нагреваемой жидкости, $\text{кг}/\text{сек} [\text{кг}/\text{ч}]$; G_2 — расход греющего агента, $\text{кг}/\text{сек} [\text{кг}/\text{ч}]$; di_1, di_2 — изменения энтальпий обеих жидкостей, соответствующие переходу количества тепла dQ , $\text{дж}/\text{кг} [\text{ккал}/\text{кг}]$.

Расчетные формулы получают интегрированием системы уравнений (VII. 1) при заданных граничных условиях и с учетом зависимостей энтальпии i_1 и i_2 , а также коэффициентов теплоотдачи от температуры обеих жидкостей.

Знак при члене $G_2 di_2$ зависит от взаимного направления движения жидкостей. Условимся, что при прямотоке поверхность теплообмена F изменяется от 0 до F для жидкостей 1 и 2, а при противотоке — от F до 0 для жидкости 2 и от 0 до F для жидкости 1.

Расчет поверхности теплообмена теплообменников с плоскими стенками, работающих в стационарном режиме, осуществляется по формуле

$$Q = kF \Delta t_{cp} \quad (\text{VII. 2})$$

где Q — количество тепла, переданное в единицу времени через поверхность F , $\text{вт} [\text{ккал}/\text{ч}]$; k — коэффициент теплопередачи, определяемый по уравнению (VI. 78), $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{град}) [\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{град}^{-1}]$; Δt_{cp} — средний температурный напор, или средняя разность температур, $^{\circ}\text{C}$.

Для теплообменников с цилиндрическими стенками, образованными из m концентрических слоев, применяется уравнение

$$Q = \frac{2\pi n l \Delta t_{cp}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum_{i=1}^{m-1} \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{i, cp}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}} = k' F \Delta t_{cp} \quad (\text{VII. 3})$$

причем

$$\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum_{i=1}^{m-1} \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{i, cp}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} = \frac{1}{k' r}$$

где l — длина трубы теплообменника, м ; n — число параллельно работающих труб; α_1, α_2 — коэффициенты теплоотдачи с внутренней и наружной стороны трубы, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{град}) [\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{град}^{-1}]$; r_1, r_2 — внутренний и наружный радиусы трубы, м ; δ_i — толщина i -го слоя, м ; λ_i — теплопроводность i -го слоя, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{град}) [\text{ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{град}^{-1}]$; $r_{i, cp}$ — среднелогарифмический радиус i -го слоя (уравнение VI. 12), м ; k' — коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности F , $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{град}) [\text{ккал} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{град}^{-1}]$; $F = 2\pi n l$ — общая поверхность теплопередачи, к которой относится коэффициент k' , м^2 ; r — радиус цилиндрической поверхности площадью F/n , м .

Обычно коэффициент теплопередачи относят к наружной, внутренней или средней поверхности.

Количество переданного тепла Q определяется из теплового баланса теплообменника

$$Q = G_1 (i_1'' - i_1') = G_2 (i_2' - i_2'') \quad (\text{VII. 4})$$

где i_1', i_2' — начальные энтальпии жидкостей, $\text{дж}/\text{кг} [\text{ккал}/\text{кг}]$; i_1'', i_2'' — их конечные энтальпии, $\text{дж}/\text{кг} [\text{ккал}/\text{кг}]$; G_1, G_2 — расходы нагреваемой и греющей жидкостей, $\text{кг}/\text{сек} [\text{кг}/\text{ч}]$.

Если теплообмен происходит без фазовых или химических превращений, а удельные теплоемкости практически не зависят от

температуры, уравнение (VII.4) преобразуется к виду

$$Q = G_1 c_1 (t_1'' - t_1') = G_2 c_2 (t_2' - t_2'') \quad (\text{VII.5})$$

где c_1, c_2 — удельные теплоемкости жидкостей 1 и 2, $\text{дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ [$\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$]; t_1' — начальная температура нагреваемой жидкости, $^{\circ}\text{C}$; t_2' — начальная температура охлаждаемой жидкости, $^{\circ}\text{C}$; t_1'' — конечная температура нагреваемой жидкости, $^{\circ}\text{C}$; t_2'' — конечная температура охлаждаемой жидкости, $^{\circ}\text{C}$.

Разность температур изменяется по длине теплообменника по закону

$$\Delta t = \Delta t_0 e^{-mxF} \quad (\text{VII.6})$$

где $\Delta t = t_2 - t_1$ — разность температур жидкостей в различных сечениях теплообменника, град ; Δt_0 — разность температур на том конце теплообменника, где $F = 0$, град ; $m = \frac{1}{G_1 c_1} \pm \frac{1}{G_2 c_2}$ — константа (знак минус соответствует противотоку), $\text{сек} \cdot \text{град}/\text{дж}$ [$\text{ч} \cdot \text{град}/\text{ккал}$].

Если одна из жидкостей претерпевает фазовые превращения (кипение, конденсация), то при определении константы m соответствующий расход принимается равным бесконечности.

Средний температурный напор, входящий в уравнения (VII.2) и (VII.3), при прямотоке или противотоке определяется как средняя логарифмическая величина

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_F}{\ln \frac{\Delta t_0}{\Delta t_F}} \quad (\text{VII.7})$$

где $\Delta t_0, \Delta t_F$ — разности температур жидкостей на обоих концах теплообменника.

При прямотоке $\Delta t_0 = t_2' - t_1'$; $\Delta t_F = t_2'' - t_1''$; при противотоке $\Delta t_0 = t_2'' - t_1'$; $\Delta t_F = t_2' - t_1''$.

Если $(\Delta t_0/\Delta t_F) < 1,5$, то вместо среднелогарифмического температурного напора можно использовать среднеарифметический.

На рис. VII-1 представлено изменение температуры по длине теплообменника при прямотоке и противотоке.

Для многоходовых теплообменников (смешанный ток) или теплообменников с перекрестным током значение среднего температурного напора, вычисленное для противотока, следует умножить на поправочный коэффициент ϵ (меньший единицы). Значения этого коэффициента находят из графиков, построенных для каждого типа теплообменника, приводимых в справочной литературе*. Выбор поправочного множителя ϵ зависит от величин отношений P и R

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_2' - t_1'}; \quad R = \frac{t_2' - t_2''}{t_1'' - t_1'} \quad (\text{VII.8})$$

* См., например, Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 545 (Прим. ред.).

При определении коэффициента теплопередачи по уравнению (VI.78) или (VI.79) необходимо учитывать отложения накипи и других загрязнений на поверхностях теплообмена. Принимают, что эти отложения образуют твердые слои, параллельные стенкам. Коэффициенты теплопроводности отложений в значительной степени зависят от природы жидкостей. Толщина этих отложений изменяется также со временем. При отсутствии экспериментальных данных для ориентировочной оценки теплопроводности отложений рекомендуется пользоваться Приложением XIII.

Коэффициенты теплоотдачи вычисляют по формулам, приведенным в гл. VI.

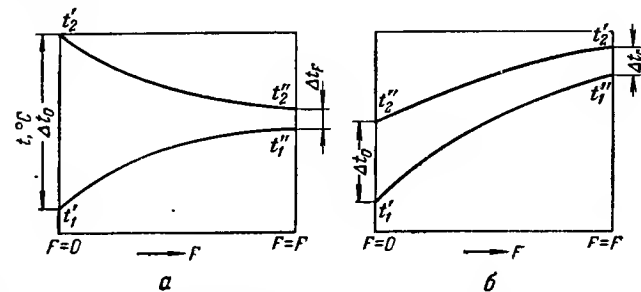


Рис. VII-1. Изменение температуры по длине теплообменника: а — при прямотоке; б — при противотоке.

Для случая движения жидкости в межтрубном пространстве теплообменников можно использовать формулу Доноухью

$$\text{Nu} = C \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}} \right)^{0,14} \quad (\text{VII.9})$$

где $\text{Nu} = \alpha d/\lambda$ — критерий Нуссельта; $\text{Re} = wd/\nu$ — критерий Рейнольдса; μ — динамическая вязкость жидкости при ее средней температуре; $\mu_{\text{ст}}$ — динамическая вязкость жидкости при температуре стенки; d — наружный диаметр труб, м; $C = f(d_{\text{экр}})$ — константа, зависящая от $d_{\text{экр}}$ и конструкции теплообменника; $d_{\text{экр}} = \frac{D_{\text{вн}}^2 - nd^2}{D_{\text{вн}} - nd}$ — эквивалентный диаметр сечения межтрубного пространства, м; $D_{\text{вн}}$ — внутренний диаметр кожуха, м; n — число труб; $w = Q_{0,6}/S_{\text{мин}}$ — скорость в наименьшем сечении (определяется в зависимости от конструкции теплообменника), м/сек; $Q_{0,6}$ — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{сек}$; $S_{\text{мин}}$ — наименьшее сечение потока, м^2 .

Физические свойства жидкости находят при ее средней температуре [см. уравнение (VI.22)].

Для пучка труб при отсутствии перегородок и при $200 < \text{Re} < 20\,000$

$$C = 1,16 d_{\text{экр}}^{0,6}$$

$$S_{\text{мин}} = \frac{\pi (D_{\text{вн}}^2 - nd^2)}{4}$$

Для теплообменников с сегментными перегородками при $4 < Re < 50\,000$

$$C = 0,24$$

$$S_{\text{мин}} = \sqrt{S_{\text{прод}} S_{\text{попер}}}$$

где $S_{\text{прод}}$ — минимальное «продольное» сечение при движении потока вдоль труб (разность между площадью поперечного сечения теплообменника и площадью, занятой сегментной перегородкой, за вычетом площади сечения, занятой n' трубами)

$$S_{\text{прод}} = \frac{D_{\text{вн}}^2}{4} \left(2\pi \cdot \frac{\varphi}{360} - \sin \varphi \cos \varphi \right) - n' \pi \frac{d^2}{4}$$

$S_{\text{попер}}$ — минимальное «поперечное» сечение при движении потока поперек труб между двумя перегородками (рис. VII-2):

$$S_{\text{попер}} = l_0 \sum s$$

или

$$S_{\text{попер}} = l_0 (D_{\text{вн}} - n_D d)$$

n_D — число труб по диагонали наибольшего шестиугольника

$$\varphi = \arccos \frac{D_{\text{вн}} - 2h}{D_{\text{вн}}} \quad (\text{см. рис. VII-2})$$

n' — число труб в свободном от перегородки сечении; h — высота сегмента сечения, свободного от перегородки; l_0 — расстояние между перегородками; $\sum s$ — сумма просветов между трубами, включая расстояние между крайними трубами и кожухом (см. рис. VII-2).

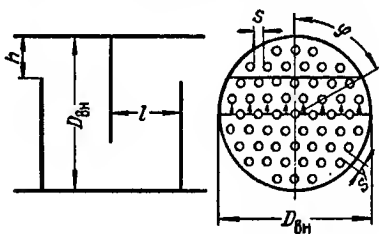


Рис. VII-2. Кожухотрубный теплообменник с сегментными перегородками.

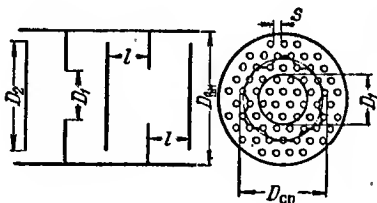


Рис. VII-3. Кожухотрубный теплообменник с дисковыми и кольцевыми перегородками.

Для перегородок, имеющих форму дисков и колец, при $3 < Re < 20\,000$

$$C = 2,08 d_{\text{экв}}^{0,6}$$

$$S_{\text{мин}} = \sqrt{S'_{\text{прод}} S'_{\text{попер}}}$$

где $S'_{\text{прод}}$ — минимальное среднее продольное сечение, определяемое по формуле

$$S'_{\text{прод}} = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{D_{\text{вн}}^2 - D_1^2 + D_2^2}{2} - m \frac{\pi d^2}{4}$$

m — среднее число труб в свободном сечении; $S'_{\text{попер}} = l_0 \sum s$ — минимальное поперечное сечение; l_0 — расстояние между перегородками; $\sum s$ — сумма просветов между трубами при движении потока поперек оси теплообменника, приходя-

щих на круг диаметром $D_{\text{ср}} = \frac{D_{\text{вн}} + D_2}{2}$ (рис. VII-3); D_1 — внутренний диаметр кольцевых перегородок; D_2 — диаметр дисковых перегородок.

Следует иметь в виду, что для уменьшения потерь напора перегородки устанавливаются в теплообменниках так, чтобы соблюдались условия $l \geq 0,2 D_{\text{вн}}$ и $D_{\text{вн}}^2 - D_1^2 \approx D_2^2$, а свободное сечение каналов было не менее 15—20% сечения кожуха.

Теплообменники, работающие в нестационарном режиме

Решение задач в общем виде при меняющихся во времени температурных полях сопряжено со значительными математическими трудностями. Здесь рассмотрены лишь два простейших случая.

Температура обеих жидкостей изменяется только во времени (обеспечивается практически полное перемешивание каждого теплоносителя); расчеты проводят по формуле

$$\frac{Q}{\tau} = kF \Delta t_{\text{ср}} \quad (\text{VII. 10})$$

в которой

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_{\tau}}{\ln \frac{\Delta t_0}{\Delta t_{\tau}}}$$

где Q — количество тепла, переданное за время τ , Дж; Δt_0 — разность температур в момент $\tau = 0$, град; Δt_{τ} — разность температур в момент τ , град.

Температура одной жидкости меняется во времени, температура второй — как во времени, так и в пространстве (кроме начальной температуры, которая остается постоянной); расчет проводят по формуле

$$\frac{Q'}{\tau} = kF \Delta t'_{\text{ср}} \quad (\text{VII. 11})$$

Здесь

$$\Delta t'_{\text{ср}} = \frac{t_{\text{н}1} - t_{\text{к}1}}{\ln \frac{t_{\text{н}1} - t'_2}{t_{\text{к}1} - t'_2}} \cdot \frac{B - 1}{B \ln B} \quad (\text{VII. 12})$$

причем

$$B = e^{\frac{kF}{G_2 c_2}} = \frac{t_1 - t'_2}{t_1 - t''_2} \quad (\text{VII. 13})$$

где G_2 — расход жидкости 2, кг/сек [кг/ч]; c_2 — ее удельная теплоемкость, Дж/(кг · град) [ккал/(кг · град)]; $t_{\text{н}1}$ — начальная температура жидкости 1, °C; $t_{\text{к}1}$ — ее конечная температура, °C; t'_2 — начальная (постоянная) температура жидкости 2, °C; t''_2 — конечная (переменная) температура этой жидкости, °C.

Индекс 1 относится к жидкости, температура которой изменяется только во времени, а индекс 2 — к жидкости, температура которой меняется как во времени, так и в пространстве.

Простая (однокорпусная) выпарка

Расчет выпарных аппаратов основан на решении уравнений материального и теплового балансов и уравнений теплопередачи. Материальный баланс по нелетучему растворенному веществу имеет вид

$$S_0 c_0 = (S_0 - W) c_k \quad (\text{VII. 14})$$

где S_0 — количество разбавленного исходного раствора, кг; c_0 — начальная концентрация растворенного вещества, кг/кг раствора; W — количество выпаренного растворителя, кг/кг раствора; c_k — конечная концентрация растворенного вещества, кг/кг раствора.

Если выпарной аппарат работает в стационарном режиме, то вместо количеств в уравнение (VII. 14) подставляют расходы раствора и испаряемого растворителя.

Тепловой баланс определяется уравнением

$$Q = D_0 (i_0'' - i_0') = (S_0 - W) i_k - S_0 i_0 + W i'' + Q_n \quad (\text{VII. 15})$$

где Q — количество переданного тепла, дж [ккал]; D_0 — количество греющего агента, кг; i_0'' — начальная энтальпия греющего агента, дж/кг [ккал/кг]; i_0' — энтальпия исходного раствора, дж/кг [ккал/кг]; i_0' — конечная энтальпия греющего агента, дж/кг [ккал/кг]; i_k — энтальпия упаренного раствора, дж/кг [ккал/кг]; i'' — энтальпия образующегося вторичного пара, дж/кг [ккал/кг]; Q_n — потери тепла в окружающую среду, дж [ккал].

Если выпарной аппарат работает непрерывно, то, так же как и в материальном балансе, вместо количеств в уравнение (VII. 15) следует подставить расходы.

Если температура кипения раствора выше температуры кипения растворителя, энтальпия i'' соответствует перегретому пару. Однако в большинстве случаев для упрощения принимают, что i'' равно энтальпии насыщенного пара при давлении кипения.

Если греющим агентом является насыщенный водяной пар, а теплом, расходуемым на концентрирование (теплотой дегидратации), и потерями в окружающую среду можно пренебречь, то уравнение теплового баланса примет вид

$$Q = D_0 r_0 = S_0 (c_k t_k - c_0 t_0) + W (i'' - c_k t_k) \quad (\text{VII. 16})$$

где c_0 , c_k — удельная теплоемкость исходного и упаренного растворов соответственно, дж/(кг · град) [ккал/(кг · град)]; t_0 — температура исходного раствора, °C; t_k — температура кипения упаренного раствора, °C.

Расчет поверхности теплообмена выпарных аппаратов основан на использовании уравнения (VII. 2)

$$Q = \frac{dQ'}{d\tau} = kF \Delta t_{cp}$$

или уравнения (VII. 3) — если поверхность теплообмена имеет форму цилиндра. В этих уравнениях Δt_{cp} представляет собой сред-

нюю разность между температурой греющего агента и температурой кипения раствора t_k

$$\Delta t_{cp} = (t - t_k)_{cp} \quad (\text{VII. 17})$$

При этом, если греющий агент не претерпевает фазовых превращений (температура t является переменной), средний температурный напор Δt_{cp} определяют по формуле (VII. 7), считая, что Δt_0 и Δt_F — значения температурного напора $(t - t_k)$ на обоих концах выпарного аппарата.

Если же греющим агентом является насыщенный водяной пар, то средний температурный напор

$$\Delta t_{cp} = t - t_{cp, k} \quad (\text{VII. 18})$$

где t — постоянная температура конденсации пара; $t_{cp, k}$ — средняя температура кипения жидкости при среднем давлении в выпарном аппарате p_{cp} , °C.

Среднее давление определяется по уравнению (VII. 24),

Температура кипения жидкости соответствует условию равенства давления ее паров внешнему давлению. Она зависит от давления и состава жидкости.

Для чистых жидкостей температуру кипения, зависящую только от давления, можно определить на основании экспериментальных данных (таблиц, диаграмм), приводимых в справочниках, или уравнений зависимости давления паров от температуры (см. гл. VIII).

Если экспериментальных данных недостаточно, можно воспользоваться методом Дюринга. Для этого необходимо знать температуру кипения рабочей жидкости при двух различных давлениях, а также зависимость температуры кипения от давления для какой-нибудь жидкости, принимаемой в качестве стандартной. Уравнение Дюринга имеет вид

$$\frac{t_k - t_{k, 1}}{t'_k - t'_{k, 1}} = K = \frac{t_{k, 2} - t_{k, 1}}{t'_{k, 2} - t'_{k, 1}} \quad (\text{VII. 19})$$

где t_k — искомая температура кипения при давлении p ; t'_k — температура кипения стандартной жидкости при том же давлении p ; $t_{k, 1}$, $t_{k, 2}$ — температуры кипения рабочей жидкости при давлениях p_1 и p_2 ; $t'_{k, 1}$, $t'_{k, 2}$ — температуры кипения стандартной жидкости при тех же давлениях p_1 и p_2 .

Единое уравнение для определения давления паров жидкостей предложено Брату

$$\lg (\pi + 1) = 0,3016^{0,935} \quad (\text{VII. 20})$$

здесь

$$\pi = \frac{\lg (p/p_{кр})}{\lg (p_H/p_{кр})}$$

$$\theta = \frac{\lg (T_k/T_{кр})}{\lg (T_H/T_{кр})}$$

где T_k — абсолютная температура кипения при давлении p , °K; T_n — абсолютная температура кипения при нормальном давлении p_n , °K; $T_{кр}$ — критическая температура, °K; $p_{кр}$ — критическое давление.

При известном критическом давлении уравнение (VII.20) позволяет определять температуру кипения различных жидкостей при $p > 0,1$ ат с ошибкой не более 5%.

Определение температуры кипения жидких смесей рассмотрено в гл. VIII.

Температуру кипения растворов твердых веществ, зависящую от концентрации и давления, определяют по опытным данным, обобщенным в виде графиков и таблиц в справочной литературе.

Для малых концентраций приращение температуры кипения при нормальном давлении пропорционально моляльной концентрации

$$\Delta t_c = CM \quad (\text{VII. 21})$$

где $\Delta t_c = t_k - t_{k,0}$ — приращение температуры кипения в присутствии растворенных веществ, °C; $t_{k,0}$ — температура кипения растворителя, °C; M — количество молей на 1000 г чистого растворителя; C — эбулиоскопическая константа, зависящая от природы растворителя. Ее значения для некоторых растворителей приведены в табл. VII-1.

Таблица VII-1. Значение эбулиоскопической константы для различных растворителей

| Растворитель | Константа C , град·л/моль | Растворитель | Константа C , град·л/моль |
|--------------------------|-----------------------------|------------------|-----------------------------|
| Аммиак | 0,34 | Бензол | 2,57 |
| Вода | 0,511 | Фенол | 3,60 |
| Этиловый спирт | 1,20 | Анилин | 3,69 |

При больших концентрациях ($M > 0,5$ моль/л) следует пользоваться экспериментальными данными.

Температуру кипения раствора данной концентрации при различных давлениях можно определить по методу Дюринга (уравнение VII.19), если известны две экспериментальные точки; при этом в качестве стандартной жидкости выбирают чистый растворитель.

Если известна лишь одна экспериментальная точка, можно воспользоваться правилом Бабо

$$p/p_n = K \quad (\text{VII. 22})$$

где p — давление кипения; p_n — давление насыщенных паров растворителя при температуре кипения раствора; K — константа, определяемая опытным путем.

Температуру кипения растворов при различных давлениях можно определить и по приближенному уравнению Тищенко, если известна температура кипения раствора той же концентрации при нормальном давлении

$$\Delta t_c = (\Delta t_c)_n \left(\frac{T}{T_n} \right)^2 \frac{r_n}{r} \quad (\text{VII. 23})$$

где Δt_c — повышение температуры кипения в присутствии растворенного вещества при любом давлении; $(\Delta t_c)_n$ — повышение температуры кипения при нормальном атмосферном давлении; T — температура кипения чистого растворителя при давлении кипения раствора, °K; T_n — температура кипения чистого растворителя при нормальном атмосферном давлении, °K; r_n — теплота парообразования растворителя при атмосферном давлении; r — теплота парообразования растворителя при давлении кипения раствора.

Температура кипения изменяется с высотой слоя жидкости благодаря гидростатическому эффекту. Поэтому среднюю температуру кипения в слое $t_{ср,к}$ определяют при среднем давлении $p_{ср}$

$$p_{ср} = p + H_{ср} \rho_{ср} g \quad (\text{VII. 24})$$

где p — давление у поверхности жидкости, н/м²; $H_{ср}$ — разность между верхним уровнем жидкости в выпарном аппарате и средним уровнем по отношению к поверхности теплообмена, смоченной жидкостью, м; g — ускорение свободного падения, м/сек²; $\rho_{ср}$ — средняя плотность кипящей жидкости, кг/м³.

Из-за наличия в кипящей жидкости пузырьков пара плотность $\rho_{ср}$ меньше плотности ρ жидкости, причем их отношение зависит от интенсивности кипения. При отсутствии экспериментальных данных приближенно можно считать $\rho_{ср}/\rho = 0,5 \div 0,6$.

Повышение температуры кипения вследствие гидростатического эффекта составляет

$$\Delta t_r = t_{ср,к} - t_k \quad (\text{VII. 25})$$

где $t_{ср,к}$ — температура кипения жидкости (раствора) при давлении $p_{ср}$, °C; t_k — температура кипения жидкости при давлении p у поверхности жидкости, °C.

Многокорпусная выпарка

Для расчета многокорпусной выпарки составляется система из $(4N - 1)$ уравнений (N — число корпусов выпарной установки); решается эта система методом последовательных приближений. В число $(4N - 1)$ уравнений системы входят N уравнений материального баланса, N уравнений теплового баланса и N уравнений теплопередачи, а также $(N - 1)$ дополнительных условий (соотношения между поверхностями теплообмена, расходами и давлениями в точках отбора пара и т. д.).

При написании уравнений корпуса нумеруют от 1 до N в направлении движения пара. Наиболее часто раствор движется в том же направлении (прямоток). Для противотока или смешанного тока следует изменить индексы параметров, соответствующих раствору, согласно схеме его циркуляции.

Материальный баланс n -ого корпуса по нелетучему растворенному веществу

$$S_{n-1} c_{n-1} = S_n c_n = (S_{n-1} - W_n) c_n \quad (\text{VII. 26})$$

где S_{n-1} — расход раствора, поступающего из $(n - 1)$ -го корпуса, кг/сек; S_n — расход раствора, покидающего n -ый корпус, кг/сек; W_n — количество вторичного пара, образующегося в n -ом корпусе, кг/сек; c_{n-1} , c_n — концентрация растворов в $(n - 1)$ -ом и n -ом корпусах, кг/кг.

Поверхностные конденсаторы

Для большинства конструкций выпарных аппаратов характерно интенсивное перемешивание, поэтому можно считать, что концентрация раствора во всем аппарате практически равна его концентрации на выходе.

Тепловой баланс n -го корпуса

$$Q_n = (W_{n-1} - E_{n-1})r_{n-1} = S_{n-1}(t_n - i_{n-1}) + W_n(i''_n - i_n) \quad (\text{VII. 27})$$

где Q_n — количество тепла, переданного в единицу времени в n -ом корпусе, вт ; W_{n-1} — количество вторичного пара, образующегося в $(n-1)$ -ом корпусе, кг/сек ; E_{n-1} — расход экстра-пара, отбираемого после $(n-1)$ -го корпуса, кг/сек ; r_{n-1} — теплота парообразования, соответствующая давлению пара в $(n-1)$ -ом корпусе, дж/кг [ккал/кг]; i_{n-1} , i_n — энтальпии растворов в $(n-1)$ -ом и n -ом корпусах, дж/кг [ккал/кг]; i''_n — энтальпия вторичного пара, образующегося в n -ом корпусе, дж/кг [ккал/кг].

Уравнение теплопередачи n -го корпуса

$$Q_n = k_n F_n (t'_{n-1} - t_{\text{ср. } n}) \quad (\text{VII. 28})$$

где k_n — коэффициент теплопередачи (см. гл. VI); F_n — средняя поверхность теплообмена n -го корпуса; t'_{n-1} — температура пара, образующегося в $(n-1)$ -ом корпусе (температура насыщенного пара, соответствующая давлению кипения); $t_{\text{ср. } n}$ — средняя температура кипения раствора в n -ом корпусе.

При составлении уравнений (VII. 27) и (VII. 28) не учтены потери тепла в окружающую среду. Для упрощения также принято, что i''_n соответствует насыщенному, а не перегретому пару.

Наиболее часто принимаемое при расчетах дополнительное условие состоит в равенстве поверхностей теплообмена всех корпусов:

$$F_1 = F_2 = \dots = F_n = \dots = F_N \quad (\text{VII. 29})$$

Реже ставится условие, чтобы суммарная поверхность теплообмена всех корпусов была минимальной. После некоторых преобразований это условие приводит к соотношению

$$\frac{t'_{n-1} - t_{\text{ср. } 1}}{t'_n - t_{\text{ср. } n+1}} = \sqrt{\frac{Q_n}{k_n} : \frac{Q_{n+1}}{k_{n+1}}} \quad (\text{VII. 30})$$

Последнее условие чаще всего не обеспечивает большей экономичности, чем условие равенства поверхностей, так как изготовление и эксплуатация отдельных корпусов различной поверхности требуют больших трудовых затрат.

Принятие дополнительных условий, связанных с характеристикой и количествами отбираемого в различных точках пара, которые определяются исходя из конкретных местных условий, требует отказа от расчета по соотношению между поверхностями теплообмена корпусов за исключением случаев, когда задается только расход отбираемого пара.

По конструкции поверхностные конденсаторы чаще всего не отличаются от обычных теплообменников. Тепловой расчет этих аппаратов обычно не представляет специальной задачи, за исключением случаев конденсации смеси паров, когда температура конденсации и состав пара изменяются в процессе конденсации.

Расчет поверхностных конденсаторов для чистых паров совпадает с расчетом теплообменников. Вследствие того что температура конденсации паров остается постоянной по всей поверхности теплообмена, средний температурный напор $\Delta t_{\text{ср}}$ (уравнение VII. 7) не зависит от относительного направления движения теплоносителей (прямоток, противоток, смешанный или перекрестный ток).

Расчет конденсаторов для смесей паров. В результате селективной конденсации (сначала конденсируются менее летучие компоненты) состав пара, а также температура конденсации изменяются по длине конденсатора, что усложняет расчет.

Температура пара изменяется в таком процессе от начальной температуры конденсации $t_{\text{конд}}$ (точки росы) до температуры кипения $t_{\text{кип}}$ жидкости, состав которой соответствует составу пара в начале конденсации (последняя порция конденсируемого пара находится в равновесии с жидкостью, образующейся при конденсации всего количества пара).

Для идеальных смесей начальная температура конденсации удовлетворяет соотношению

$$\sum_{i=1}^{t=n} \frac{p y_i}{P_i} = 1 \quad (\text{VII. 31})$$

где n — число компонентов; p — общее давление, при котором происходит конденсация; P_i — давление паров i -го компонента при температуре $t_{\text{конд}}$; y_i — мольная доля i -го компонента в паре в начале конденсации.

Температура конденсации $t_{\text{конд}}$ определяется на основании соотношения (VII. 31) методом последовательных приближений или графическим методом (см. пример VII. 26).

Состав полученного конденсата находят из соотношения

$$x_i = p y_i / P \quad (\text{VII. 32})$$

(см. также гл. VIII).

Аналогично $t_{\text{кип}}$ — температура кипения, при которой удовлетворяется соотношение

$$p = \sum_{i=1}^{t=n} P_i y_i \quad (\text{VII. 33})$$

Для расчета потребной поверхности теплообмена может быть рекомендован упрощенный метод, позволяющий получить надежный

результат, благодаря тому что при определении поверхности конденсатора ошибка всегда оказывается положительной.

Расчет поверхности теплообмена проводят по формуле (VII.2) или (VII.3).

Количество переданного тепла определяется из теплового баланса

$$Q = \sum_{i=1}^{i=n} G y_i (i'' - i'_i) = G_1 c_1 (t''_i - t'_i) \quad (\text{VII. 34})$$

где G — общий расход пара, моль/сек; y_i — мольная доля i -го компонента в исходной смеси; i''_i — энтальпия i -го компонента в паровой фазе при температуре конденсации $t_{\text{конд}}$, дж/моль [ккал/моль]; i'_i — энтальпия i -го компонента в жидкой фазе при температуре кипения $t_{\text{кип}}$, дж/моль [ккал/моль]; G_1 — расход охлаждающего агента, кг/сек [кг/ч]; c_1 — удельная теплоемкость охлаждающего агента, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)]; t'_i — начальная температура охлаждающего агента, °C; t''_i — конечная температура охлаждающего агента, °C.

Коэффициент теплопередачи определяется так же, как и при расчете обычных теплообменников, причем коэффициент теплоотдачи конденсирующихся паров находят при средних температуре и составе. Когда параметры пара очень сильно изменяются по длине конденсатора, рекомендуется определять коэффициент теплоотдачи на обоих концах теплообменника и брать для расчета их среднее значение.

При определении среднего температурного напора (уравнение VII.7) следует приближенно учитывать изменение температуры конденсации пара от $t_{\text{конд}}$ до $t_{\text{кип}}$. При противотоке

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t_{\text{конд}} - t''_i) - (t_{\text{кип}} - t'_i)}{\ln \frac{t_{\text{конд}} - t''_i}{t_{\text{кип}} - t'_i}} \quad (\text{VII. 35})$$

Если предусмотрено несколько ходов для охлаждающей жидкости, значение средней разности температур, вычисленное для противотока, умножается на поправочный коэффициент (см. стр. 182).

Расчет конденсаторов для смесей паров с неконденсируемыми газами. Особенностью процесса конденсации паров из их смеси с неконденсируемыми газами является одновременное протекание тепло- и массообмена.

Согласно Колбурну и Хоугену, расчет конденсаторов выполняется на основе упрощенного уравнения теплопередачи

$$\frac{dQ}{dF} = \alpha_r (t - t_{\text{п.р}}) + k_r (p_{\text{п}} - p_{\text{п.р}}) = k' (t_{\text{п.р}} - t_1) = k (t - t_1) \quad (\text{VII. 36})$$

где dQ — количество тепла, переданного в единицу времени через поверхность dF , вт [ккал/ч]; t — температура в основной массе газовой фазы, °C; t_1 — температура охлаждающей жидкости, °C; $t_{\text{п.р}}$ — температура на поверхности раздела газовая фаза — пленка конденсата, °C; $p_{\text{п}}$ — парциальное давление пара

в основной массе газовой фазы, ат; $P_{\text{п.р}}$ — давление паров при температуре $t_{\text{п.р}}$, ат; r — теплота парообразования, дж/кг [ккал/кг]; α_r — коэффициент теплоотдачи от газовой фазы, вт/(м²·град); [ккал·м²·ч⁻¹·град⁻¹]; k_r — коэффициент массоотдачи пара в газовой фазе, кг·м⁻²·сек⁻¹·ат⁻¹; k' — коэффициент теплопередачи от пленки конденсата к охлаждающему агенту, вт/(м²·град) [ккал·м²·ч⁻¹·град⁻¹]; k — общий эффективный коэффициент теплопередачи, вт/(м²·град) [ккал·м²·ч⁻¹·град⁻¹].

Коэффициент теплопередачи k' определяется из соотношения

$$\frac{1}{k'} = \frac{1}{\alpha_{\text{охл}}} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{\text{пл}}} \quad (\text{VII. 37})$$

где $\alpha_{\text{охл}}$ — коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающему агенту; $\sum \delta/\lambda$ — сумма термических сопротивлений соответствующих твердых слоев (стенок трубы, отложений накипи и т. д.); $\alpha_{\text{пл}}$ — коэффициент теплоотдачи от пленки конденсата к стенке.

Коэффициент массоотдачи может быть вычислен по коэффициенту теплоотдачи для газа

$$k_r = \frac{\alpha_r}{c p_{\text{ср}}} \cdot \frac{M}{\bar{M}} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{1/3} \quad (\text{VII. 38})$$

где $Pr = \mu c/\lambda$ — критерий Прандтля; $Sc = \mu/\rho D$ — критерий Шмидта*; c — средняя удельная теплоемкость газовой фазы, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)]; μ — средняя динамическая вязкость газовой фазы, н·сек/м² [кг·сек/м²]; ρ — плотность газовой фазы, кг/м³ [кгс·сек²/м⁴]; D — коэффициент диффузии паров через газовую фазу, м²/сек; M — молекулярный вес конденсирующихся паров;

\bar{M} — средний молекулярный вес газовой фазы; $p_{\text{ср}} = \frac{p_{\text{п}} - p_{\text{п.р}}}{\ln \frac{p - p_{\text{п.р}}}{p_{\text{п}} - p_{\text{п.р}}}}$ — среднее

давление неконденсируемого газа, ат; p — общее давление, ат.

Коэффициент теплоотдачи от газа α_r определяется по обычным формулам, приведенным в гл. VI.

Общая поверхность теплообмена конденсатора определяется из соотношения

$$F = \int_0^Q \frac{dQ}{k(t - t_1)} \quad (\text{VII. 39})$$

Причем соответствие между количеством переданного тепла Q и произведением $k(t - t_1)$ проверяется для нескольких точек. Принимаем предварительные значения температуры t газа, а затем для каждой точки проводим проверку следующим образом.

Определяем количество тепла, которое должен отдать газ, чтобы охладиться от начальной температуры t' до температуры t . Расчет выполняют на основании теплового баланса

$$Q = Q_a + Q_b + Q_c \quad (\text{VII. 40})$$

* В отечественной литературе величину $\mu/\rho D$ чаще называют диффузионным критерием Прандтля и обозначают Pr' в отличие от теплового критерия Прандтля Pr . (Прим. ред.)

где $Q_a = G_k[r + c'(t' - t)]$ — тепло, отдаваемое при конденсации пара и охлаждении конденсата, вт [ккал/ч]; $G_k = G_0 \frac{M}{M_0} \left(\frac{p'_n}{p - p'_n} - \frac{P_n}{p - P_n} \right)$ — количество конденсирующихся паров, кг/сек [кг/ч]; G_0 — количество неконденсируемого газа, кг/сек [кг/ч]; M_0 — молекулярный вес неконденсируемого газа; p'_n — начальное парциальное давление пара, ат; P_n — давление пара при температуре t , ат; c' — удельная теплоемкость конденсата, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)]; $Q_b = G_0 c_0 (t'_r - t_r)$ — количество тепла, отдаваемого при охлаждении неконденсируемого газа, вт [ккал/ч]; c_0 — удельная теплоемкость газа, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)]; $Q_c = G_n c_n (t'_r - t_r)$ — количество тепла, отдаваемого при охлаждении несконденсированного пара, вт [ккал/ч]; $G_n = G_0 \frac{M}{M_0} \cdot \frac{P_n}{p - P_n}$ — количество несконденсированного пара, кг/сек [кг/ч]; c_n — удельная теплоемкость пара, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)].

По количеству отданного тепла определяют температуру t_1 охлаждающего агента на основании уравнений

$$\left. \begin{aligned} Q &= G_1 c_1 (t''_1 - t_1) \text{ при противотоке} \\ Q &= G_1 c_1 (t_1 - t'_1) \text{ при прямотоке} \end{aligned} \right\} \quad (\text{VII. 41})$$

где t'_1, t''_1 — начальная и конечная температуры охлаждающего агента, °С.

По уравнению (VII.37) определяют коэффициент теплопередачи k' от пленки конденсата к охлаждающему агенту; для расчета коэффициентов теплоотдачи $\alpha_{\text{охл}}$ и $\alpha_{\text{пл}}$ используют формулы, приведенные в гл. VI.

Коэффициент теплоотдачи газа α_r определяют по его физическим параметрам при температуре газа t_r и скорости движения, вычисленной на основании суммарного расхода газовой фазы

$$G = G_0 + G_n$$

При помощи коэффициента теплоотдачи α_r определяют коэффициент массоотдачи k_r . В выражение для определения k_r входит также давление $P_{n.p}$ при неизвестной температуре $t_{n.p}$ поверхности раздела. Эту температуру определяют методом последовательных приближений (или графическим методом) так, чтобы удовлетворялось соотношение (VII.36). Второе соотношение между давлением $P_{n.p}$ и температурой $t_{n.p}$ задано кривой зависимости давления паров от температуры.

Определяют произведение $k(t - t_1)$ из соотношения

$$k'(t_{n.p} - t_1) = k(t - t_1)$$

Строят график зависимости величины $\frac{1}{k(t - t_1)}$ от количества переданного тепла Q . После графического интегрирования получают искомую общую поверхность теплообмена.

Конденсаторы смешения

Конденсаторы смешения применяют почти исключительно для конденсации водяного пара с помощью охлаждающей воды.

Расход воды определяют по уравнению, вытекающему из теплового баланса

$$G = W \frac{i'' - t_k}{t_k - t_n} \quad (\text{VII. 42})$$

где G — расход охлаждающей воды, кг/сек [кг/ч]; W — количество конденсируемых паров, кг/сек [кг/ч]; i'' — энтальпия пара, дж/кг [ккал/кг]; t_k — конечная температура воды, °С; t_n — начальная температура воды, °С; c — удельная теплоемкость воды, дж/(кг·град) [ккал/(кг·град)].

Площадь поперечного сечения конденсатора определяют из условия обеспечения такой скорости пара, чтобы он не увлекал за собой капли воды. На основании практических данных для конденсаторов, работающих при давлениях 0,1—0,2 ат, принимают скорость пара в свободном сечении 15—30 м/сек.

Высоту конденсатора определяют из условия обеспечения достаточной для осуществления конденсации поверхности контакта между паром и охлаждающей водой.

Наиболее часто используются полочные конденсаторы, в которых охлаждающая вода стекает с одной полки на другую, причем полки имеют форму сегментов или колец и дисков.

Ширина сегментных полок (рис. VII.4)

$$l = \frac{D}{2} + 0,05$$

где D — диаметр конденсатора.

Длина b водослива составляет обычно 0,95—0,99 D .

По И. И. Чернобыльскому* число полок можно определить методом последовательных приближений на основании полуэмпирического уравнения

$$\lg \frac{t - t_i}{t - t_{i+1}} = 0,029 \left(\frac{g d_{\text{экр}}}{w_0^2} \right)^{0,2} \left(\frac{H}{d_{\text{экр}}} \right)^{0,7} \quad (\text{VII. 43})$$

где t — температура конденсируемого пара; t_i, t_{i+1} — температура воды на i -ой и $(i+1)$ -ой полках (считая сверху); w_0 — начальная скорость падения воды, м/сек; g — ускорение свободного падения, м/сек²; H — расстояние между полками (для полочных конденсаторов принимают $H = 0,5—0,6$ м).

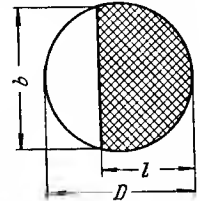


Рис. VII.4. Сегментная полка.

* Чернобыльский И. И., Выпарные установки, изд. Киевского Государственного Университета, 1960.

Эквивалентный диаметр $d_{\text{экв}}$ определяют по формуле

$$d_{\text{экв}} = \frac{2b\delta}{b + \delta} \quad (\text{VII. 44})$$

где b — длина водослива, м; δ — толщина водяной завесы при падении, м.

Начальная скорость стекания воды

$$w_0 = \frac{G}{\rho b h} \quad (\text{VII. 45})$$

где h — уровень воды над водосливом

$$h = \left(\frac{G}{0,42 \rho b \sqrt{2g}} \right)^{2/3} \quad (\text{VII. 46})$$

ρ — плотность воды, кг/м³.
Толщина водяной завесы

$$\delta = \frac{G}{\rho b w_{\text{ср}}} \quad (\text{VII. 47})$$

$w_{\text{ср}}$ — средняя скорость стекания воды, определяемая по уравнению

$$w_{\text{ср}} = \frac{w_0 \sqrt{w_0^2 + 2gH}}{2} \quad (\text{VII. 48})$$

Для барометрических конденсаторов, из которых вода удаляется через барометрический затвор, необходимо определить диаметр и высоту барометрической трубы (такой же расчет необходим и для поверхностных конденсаторов при удалении конденсата в условиях вакуума).

Диаметр d барометрической трубы определяют из уравнения

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{G + W}{\rho w}} \quad (\text{VII. 49})$$

Высоту z столба жидкости в трубе находят по формуле, полученной на основании уравнения Бернулли

$$z = \frac{p_0 - p}{\rho g} + \left(\frac{0,3}{d} + 0,5 \right) \frac{w^2}{2} + 1 \quad (\text{VII. 50})$$

где p_0 — атмосферное давление, н/м²; p — давление в конденсаторе, н/м²; w — скорость воды в барометрической трубе, м/сек (обычно принимают $w = 0,5 - 1,5$ м/сек); d — диаметр барометрической трубы, м.

Расход неконденсируемых газов, удаляемых из конденсатора, можно определить по эмпирической формуле

$$G_r = 2,4 \cdot 10^{-5} G + 0,01 W \quad (\text{VII. 51})$$

Объемная производительность вакуум-насоса

$$V_n = \frac{G_r}{\rho_v} \cdot \frac{p_0}{p - p_n} \cdot \frac{273 + \theta_k}{273} \quad (\text{VII. 52})$$

где $\rho_v = 1,29$ кг/м³ — плотность воздуха при нормальных условиях; p_n — давление водяного пара при температуре θ_k воздуха на выходе из конденсатора.

Температура θ_k для прямоточных конденсаторов равна конечной температуре воды t_k на выходе из конденсатора, а для противоточных конденсаторов

$$\theta_k = t_n + (3 \div 5)^\circ \text{C}$$

где t_n — начальная температура воды.

ПРИМЕРЫ

Пример VII. 1. Определить поверхность теплообмена подогревателя раствора NaCl. Раствор нагревается от температуры $t'_1 = 15^\circ \text{C}$ до $t''_1 = 50^\circ \text{C}$ за счет тепла, отдаваемого тем же раствором при начальной температуре $t'_2 = 90^\circ \text{C}$. Расход раствора $G_1 = G_2 = 5$ т/ч; удельная теплоемкость раствора NaCl $c = 3950$ Дж/(кг·град); коэффициент теплопередачи $k = 400$ Вт/(м²·град). Расчет поверхности теплообмена провести как для прямотока, так и для противотока теплоносителей.

Решение. Используем уравнение (VII. 2)

$$Q = kF \Delta t_{\text{ср}}$$

Количество тепла, переданного в единицу времени, находим из теплового баланса

$$Q = G_1 c (t''_1 - t'_1) = \frac{5000}{3600} \cdot 3950 (50 - 15) = 192\,000 \text{ Вт}$$

Конечную температуру t'_2 охлаждаемого раствора также определим из теплового баланса

$$G_1 c (t''_1 - t'_1) = G_2 c (t'_2 - t''_2)$$

откуда (при $G_1 = G_2$)

$$t'_2 = t'_2 + t'_1 - t''_1 = 90 + 15 - 50 = 55^\circ$$

Изменение температуры в теплообменнике:

| Прямоток | Противоток |
|-----------------------------|-----------------------------|
| 90 → 55 | 55 ← 90 |
| 15 → 50 | 15 → 50 |
| $\Delta t_0 = 90 - 15 = 75$ | $\Delta t_0 = 55 - 15 = 40$ |
| $\Delta t_F = 55 - 50 = 5$ | $\Delta t_F = 90 - 50 = 40$ |

Средний температурный напор по уравнению (VII. 7):
для прямотока

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{90 - 15 - (55 - 50)}{\ln \frac{90 - 15}{55 - 50}} = 25,8^\circ \text{C}$$

для противотока

$$\Delta t'_{\text{ср}} = 40^\circ \text{C}$$

Поверхность теплообмена
при прямотоке

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{192\,000}{400 \cdot 25,8} = 18,6 \text{ м}^2$$

при противотоке

$$F' = \frac{Q}{k \Delta t'} = \frac{192\,000}{400 \cdot 40} = 12 \text{ м}^2$$

Пример VII.2. Найти закон распределения температуры по длине теплообменника, состоящего из 37 труб диаметром 38/33 мм* и длиной $l = 4 \text{ м}$. В теплообменник поступает $G_1 = 2000 \text{ кг/ч}$ раствора при температуре 20°С . Нагревание производят горячей жидкостью, расход которой $G_2 = 3000 \text{ кг/ч}$, начальная температура 90°С ; коэффициент теплопередачи $k = 450 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; удельная теплоемкость холодного раствора $c_1 = 3500 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$, а греющей жидкости $c_2 = 3800 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$. Изменение температуры определить как при прямотоке, так и при противотоке.

Решение. Изменение температуры поверхности теплообменника определяется уравнением (VII.6)

$$\Delta t = \Delta t_0 e^{-mkF}$$

Прямоток
Изменение температуры

$$t'_2 = 90 \rightarrow t_2 \rightarrow t''_2$$

$$t'_1 = 20 \rightarrow t_1 \rightarrow t''_1$$

подставляем в уравнение (VII.6)

$$t_2 - t_1 = (t'_2 - t'_1) e^{-mkF}$$

Второе соотношение между неизвестными температурами получим из уравнения теплового баланса (VII.5)

$$G_1 c_1 (t_1 - t'_1) = G_2 c_2 (t'_2 - t_2)$$

так что

$$t_1 = t'_1 + \frac{G_2 c_2}{G_1 c_1} (t'_2 - t_2) \quad (1)$$

и

$$t_2 = \frac{t_1 + \frac{G_2 c_2}{G_1 c_1} t'_2 + (t'_2 - t'_1) e^{-mkF}}{1 + \frac{G_2 c_2}{G_1 c_1}} \quad (2)$$

Константа m определяется по формуле

$$m = \frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} = \frac{1}{2000 \cdot 3500} + \frac{1}{3000 \cdot 3800} = 0,830 \cdot 10^{-3} \text{ град/Вт}$$

Средняя поверхность теплообмена составляет

$$F = \pi n d_{\text{ср}} l = \pi \cdot 37 \frac{0,038 + 0,033}{2} l = 4,13 l$$

Подставив числовые значения в уравнения (1) и (2), получим

$$t_1 = 20 + \frac{3000 \cdot 3800}{2000 \cdot 3500} (90 - t_2) = 20 + 1,63 (90 - t_2)$$

$$t_2 = \frac{20 + 1,63 \cdot 90 + (90 - 20) e^{-0,83 \cdot 10^{-3} \cdot 450 \cdot 4,13 l}}{1 + 1,63} = 63,4 + 26,6 e^{-1,54 l}$$

* Здесь и далее над чертой — внешний, под чертой — внутренний диаметр трубы. (Прим. ред.)

Распределение температур при прямотоке по длине теплообменника получаем, определив значения t_1 и t_2 при различных значениях длины l :

| | | | | | | | |
|--|----|------|------|------|------|-------|-------|
| Расстояние l , м | 0 | 0,25 | 0,5 | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Температура греющей жидкости t_2 , $^\circ \text{С}$ | 90 | 81,5 | 75,7 | 69,1 | 64,6 | 63,66 | 63,45 |
| Температура нагреваемой жидкости t_1 , $^\circ \text{С}$ | 20 | 33,9 | 43,3 | 54,1 | 61,4 | 63,01 | 63,30 |

Противоток
Изменение температуры

$$t''_2 \leftarrow t_2 \leftarrow t'_2 = 90$$

$$t'_1 = 20 \rightarrow t_1 \rightarrow t''_1$$

Рассмотрим совместно два уравнения:

$$t_2 - t_1 = (t''_2 - t'_1) e^{-mkF}$$

$$G_1 c_1 (t_1 - t'_1) = G_2 c_2 (t_2 - t''_2)$$

В результате получим

$$t_1 = t'_1 + \frac{G_2 c_2}{G_1 c_1} (t_2 - t''_2) \quad (3)$$

$$t_2 = \frac{t'_1 - \frac{G_2 c_2}{G_1 c_1} t''_2 + (t''_2 - t'_1) e^{-mkF}}{1 - \frac{G_2 c_2}{G_1 c_1}} \quad (4)$$

В отличие от прямотока здесь в уравнение для определения температуры t_2 горячей жидкости входит также ее конечная температура t''_2 , которая неизвестна.

Конечные температуры жидкостей определим из тех же уравнений, принимая, что поверхность F равна общей поверхности теплообменника.

В данном случае константа m определяется по формуле

$$m = \frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} = \frac{1}{2000 \cdot 3500} + \frac{1}{3000 \cdot 3800} = 0,198 \cdot 10^{-3} \text{ град/Вт}$$

Общая поверхность теплообмена составляет

$$F = 4,13 l = 4,13 \cdot 4 = 16,52 \text{ м}^2$$

Подставив значения m и F в уравнения (3) и (4), получим систему уравнений

$$90 - t'_1 = (t''_2 - 20) e^{-0,198 \cdot 10^{-3} \cdot 450 \cdot 16,52}$$

$$t'_1 = 20 + 1,63 (90 - t''_2)$$

Отсюда найдем конечные значения температур

$$t'_1 = 82,6^\circ \text{С}; \quad t''_2 = 51,6^\circ \text{С}$$

Подставив соответствующие числовые значения в уравнения (3) и (4), окончательно получим для противотока

$$t_1 = 20 + 1,63(t_2 - 51,6)$$

$$t_2 = \frac{20 - 1,63 \cdot 51,6 + (51,6 - 20) e^{-0,198 \cdot 10^{-3} \cdot 450 \cdot 4,13l}}{1 - 1,63} = 101,7 - 50,1e^{-0,368l}$$

Распределение температур вдоль поверхности теплообменника при противотоке представлено ниже:

| | | | | | |
|---|------|------|------|------|------|
| Расстояние l , м | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Температура греющей жидкости t_2 , °C | 51,6 | 67,0 | 77,6 | 85,0 | 90,0 |
| Температура нагреваемой жидкости t_1 , °C | 20,0 | 45,1 | 62,4 | 74,6 | 82,6 |

Сравнение распределения температуры в обоих рассмотренных случаях (рис. VII-5) указывает на преимущество противотока (с точки зрения среднего температурного напора). Поэтому, за исключением специальных случаев, когда требуется быстрое изменение температуры, в теплообменниках, как правило, применяется противоток.

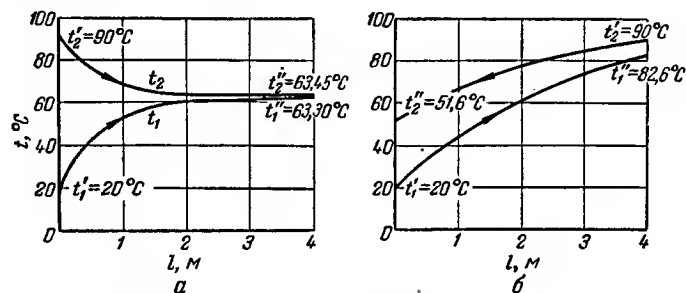


Рис. VII-5. Распределение температуры теплоносителей по длине теплообменника:
а — при прямотоке; б — при противотоке (к примеру VII. 2).

Пример VII. 3. Необходимо нагреть $G_1 = 4400$ кг/ч бензола от температуры $t'_1 = 27^\circ\text{C}$ до $t''_1 = 50^\circ\text{C}$, используя в качестве греющего агента горячий толуол при температуре $t'_2 = 70^\circ\text{C}$; расход толуола $G_2 = 2900$ кг/ч. Для нагревания предполагается использовать теплообменник типа «труба в трубе» из элементов длиной 6 м, причем внутренний диаметр наружной трубы $D_{\text{вн}} = 50$ мм, внутренняя труба размером 38/33 мм.

Определить, сколько элементов потребуется для изготовления теплообменника.

Решение. Количество тепла, передаваемого в единицу времени, и конечную температуру толуола определяем из уравнения теплового баланса (VII. 5).

$$Q = G_1 c_1 (t''_1 - t'_1) = G_2 c_2 (t'_2 - t''_2)$$

Удельная теплоемкость жидкостей: бензола $c_1 = 0,425$ ккал/(кг·град) = 1780 Дж/(кг·град); для толуола $c_2 = 0,44$ ккал/(кг·град) = 1850 Дж/(кг·град).

Подставив эти значения в уравнение теплового баланса, получим

$$Q = \frac{4400}{3600} \cdot 1780 (50 - 27) = 50\,000 \text{ вт}$$

$$t''_2 = 70 - \frac{4400 \cdot 1780}{2900 \cdot 1850} (50 - 27) = 36,4^\circ\text{C}$$

Поскольку конечная температура греющей жидкости меньше конечной температуры нагреваемой жидкости ($t''_2 < t''_1$), надо применять только противоточную схему.

Изменение температуры:

$$t''_2 = 36,4 \leftarrow t_2 \leftarrow t'_2 = 70 \quad t'_1 = 27 \rightarrow t_1 \rightarrow t''_1 = 50$$

Согласно уравнению (VII. 7), средний температурный напор

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(36,4 - 27) - (70 - 50)}{\ln \frac{36,4 - 27}{70 - 50}} = 14^\circ\text{C}$$

Площадь поперечного сечения трубы

$$S_{\text{тр}} = \frac{\pi}{4} d_{\text{вн}}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 0,033^2 = 8,55 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Площадь поперечного сечения кольцевого пространства

$$S_{\text{вн}} = \frac{\pi}{4} (D_{\text{вн}}^2 - d_{\text{н}}^2) = \frac{\pi}{4} (0,05^2 - 0,038^2) = 8,32 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Так как поперечные сечения внутренней трубы и кольцевого пространства практически одинаковы, горячую жидкость (толуол) с целью уменьшения тепловых потерь в окружающую среду направляем по внутренней трубе.

Определение коэффициента теплоотдачи на стороне толуола.

Средняя температура толуола

$$t_{\text{ср}, 2} = \frac{70 + 36,4}{2} = 53,2^\circ\text{C}$$

Физические свойства толуола при $53,2^\circ\text{C}$: динамическая вязкость $\mu = 0,41$ спз = $0,41 \cdot 10^{-3}$ н·сек/м²; теплопроводность $\lambda = 0,1465$ вт/(м·град); удельная теплоемкость $c = 1850$ Дж/(кг·град).

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w d p}{\mu} = \frac{G_2 d}{\mu S} = \frac{2900}{3600} \cdot \frac{0,033}{0,41 \cdot 10^{-3} \cdot 8,55 \cdot 10^{-4}} = 76200.$$

Так как режим течения турбулентный, применяем уравнением (VI. 24)

$$\text{Nu} = 0,024 \left[1 + \left(\frac{d}{L} \right)^{1/4} \right] \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{1/4} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}} \right)^{0,14}$$

Критерий. Прандтля

$$\text{Pr} = \frac{\mu c}{\lambda} = \frac{0,41 \cdot 10^{-3} \cdot 1850}{0,1465} = 5,18$$

Коэффициент теплоотдачи на стороне толуола [множителем $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$ можно пренебречь, так как разница температур стенки и жидкости незначительна]

$$\alpha_2 = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{0,024 \left[1 + \left(\frac{0,033}{6} \right)^{1/4} \right] 76200^{0,8} \cdot 5,18^{1/3} \cdot 0,1468}{0,03} = 1525 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Определение коэффициента теплоотдачи на стороне бензола.

$$\text{Средняя температура бензола } t_{ср, 1} = \frac{27 + 50}{2} = 38,5^\circ \text{С.}$$

Физические параметры бензола при $38,5^\circ \text{С}$: динамическая вязкость $\mu = 0,5 \text{ сПз} = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$; теплопроводность $\lambda = 0,157 \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$; удельная теплоемкость $c = 1780 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$.

Эквивалентный диаметр:

$$d_{эв} = \frac{4S_{вн}}{P} = \frac{\pi(D_{вн}^2 - d^2)}{\pi(D_{вн} + d)} = D_{вн} - d = 0,05 - 0,038 = 0,012 \text{ м}$$

$$Re = \frac{G_1 d_{эв}}{S \mu} = \frac{\frac{4400}{3600} \cdot 0,012}{8,32 \cdot 10^{-4} \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 35200$$

$$Pr = \frac{\mu c}{\lambda} = \frac{0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 1780}{0,157} = 5,68$$

Для определения коэффициента теплоотдачи на стороне бензола пользуемся той же формулой (VI. 24), что и для толуола

$$\alpha_1 = \frac{Nu \lambda}{d_{эв}} = \frac{0,024 \left[1 + \left(\frac{0,012}{6} \right)^{1/4} \right] 35200^{0,8} \cdot 5,68^{1/3} \cdot 0,157}{0,012} = 2520 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Общую длину теплообменника определяем из уравнения (VII. 3), преобразованного к виду

$$l = \frac{Q}{2\pi \Delta t_{ср}} \left(\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_1} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср, тр}} + \frac{\delta'_{от}}{\lambda'_{от} r_2} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} \right)$$

Подставив соответствующие числовые значения, получим общую нужную длину

$$l = \frac{50000}{2\pi \cdot 14} \left(\frac{1}{2520 \cdot 0,019} + \frac{1}{5000 \cdot 0,019} + \frac{0,0025}{45 \cdot 0,01775} + \frac{1}{5000 \cdot 0,0165} + \frac{1}{1525 \cdot 0,0165} \right) = 48,5 \text{ м}$$

где $r_1 = \frac{0,038}{2}$ — наружный радиус трубы, м; $\frac{\lambda_{от}}{\delta_{от}} = \frac{\lambda'_{от}}{\delta'_{от}} = 5000$ — теплопроводность слоев отложений (загрязнений), $\text{вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; $\lambda_{тр} = 45$ — теплопроводность стальной трубы, $\text{вт/(м} \cdot \text{град)}$; $r_{ср, тр} = \frac{r_1 + r_2}{2} = 0,01775$ — средний радиус трубы, м (так как радиусы r_1 и r_2 близки между собой, то вместо среднелогарифмической пользуемся среднеарифметической величиной; $r_2 = \frac{0,033}{2} = 0,0165$ — внутренний радиус трубы, м.

Число потребных элементов теплообменника

$$n = \frac{48,5}{6} = 8,1$$

принимая 9 элементов.

Таким образом, теплообменник должен состоять из девяти последовательно соединенных элементов «труба в трубе» диаметром 50/38 мм длиной 6 м каждый.

Пример VII. 4. Определить поверхность теплообменника для нагревания минерального масла от температуры $t'_1 = 20^\circ \text{С}$ до $t''_1 = 130^\circ \text{С}$. Нагрев осуществляется органическим теплоносителем, имеющим начальную температуру 150°С . Расходы жидкостей $G_1 = 3500 \text{ кг/ч}$ (минеральное масло) и $G_2 = 8000 \text{ кг/ч}$ (теплоноситель); удельная теплоемкость соответственно $c_1 = 1600 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$ и $c_2 = 1700 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$. Движение жидкостей — противоточное.

Коэффициенты теплоотдачи изменяются в зависимости от температуры, согласно приведенным ниже данным:

| | | | | | | | | | | | |
|--|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Температура $^\circ \text{С}$ | 20 | 30 | 40 | 60 | 80 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 | 150 |
| α_1 (минеральное масло), вт/(м ² · град) | 120 | 175 | 205 | 240 | 267 | 285 | 293 | 300 | 305 | — | — |
| α_2 (органический тепло- носитель), вт/(м ² · град) | — | — | — | — | — | 535 | 545 | 550 | 557 | 561 | 563 |

Теплопроводность стенки теплообменника (с учетом отложения) $\frac{\lambda}{\delta} = 2500 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Решение. Приближенное решение.

Определим поверхность теплообмена, пользуясь средним коэффициентом теплопередачи $k_{ср}$

$$k_{ср} = \frac{k_0 + k_F}{2}$$

где k_0, k_F — коэффициенты теплопередачи на обоих концах теплообменника.

Конечную температуру теплоносителя находим из уравнения теплового баланса (VII. 5)

$$G_1 c_1 (t'_1 - t'_2) = G_2 c_2 (t'_2 - t'_2)$$

$$t'_2 = t'_2 - \frac{G_1 c_1}{G_2 c_2} (t'_1 - t'_1) = 150 - \frac{3500 \cdot 1600}{8000 \cdot 1700} (130 - 20) = 104,8^\circ \text{С}$$

Изменение температуры

$$104,8 \leftarrow t_2 \leftarrow 150$$

$$20 \rightarrow t_1 \rightarrow 130$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{(104,8 - 20) - (150 - 130)}{\ln \frac{104,8 - 20}{150 - 130}} = 44,9^\circ \text{С}$$

Количество передаваемого тепла

$$Q = G_1 c_1 (t'_1 - t'_1) = \frac{3500}{3600} 1600 (130 - 20) = 171000 \text{ вт}$$

С учетом того, что для $F = 0$ при $t_1 = 20^\circ \text{С}$ величина $\alpha_1 = 120$ и при $t_2 = 104,5^\circ \text{С}$ $\alpha_2 = 540 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$, по данным, приведенным выше, определим

коэффициент теплопередачи

$$k_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{120} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{540}} = 95 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Воспользовавшись приведенными на стр. 203 значениями α_1 и α_2 для другого конца теплообменника, находим коэффициент теплопередачи

$$k_F = \frac{1}{\frac{1}{305} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{563}} = 184 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Средний коэффициент теплопередачи

$$k_{cp} = \frac{k_0 + k_F}{2} = \frac{95 + 184}{2} = 139,5 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Поверхность теплообмена

$$F = \frac{Q}{k_{cp} \Delta t_{cp}} = \frac{171\,000}{139,5 \cdot 44,9} = 27,4 \text{ м}^2$$

Точное решение.

Используем уравнение (VII. 1), приведенное к виду

$$G_1 c_1 dt_1 = k (t_2 - t_1) dF$$

Отсюда

$$F = \int_{t_1'}^{t_1''} \frac{G_1 c_1}{k (t_2 - t_1)} dt_1$$

Так как температура теплоносителя t_2 изменяется одновременно с изменением t_1 , то ее можно выразить в виде функции от t_1 , используя уравнение теплового баланса

$$G_1 c_1 (t_1 - t_1') = G_2 c_2 (t_2 - t_2'')$$

Отсюда

$$t_2 = \frac{G_1 c_1}{G_2 c_2} (t_1 - t_1') + t_2'' = \frac{3500 \cdot 1600}{8000 \cdot 1700} (t_1 - 20) + 104,8 = 96,6 + 0,412 t_1$$

и

$$F = \frac{3500 \cdot 1600}{3600} \int_{t_1'}^{t_1''} \frac{dt_1}{k (96,6 - 0,588 t_1)} = 1555 \int_{20}^{130} \frac{dt_1}{k (96,6 - 0,588 t_1)}$$

Выразить зависимость коэффициента теплопередачи от температуры аналитически невозможно. Поэтому интегрирование проводим с помощью формулы Симпсона или графическим методом.

1) Интегрирование с помощью формулы Симпсона (1.48)

$$\frac{F}{1555} = \int_{20}^{130} f(t_1) dt_1; \quad f(t_1) = \frac{1}{k (96,6 - 0,588 t_1)}$$

Разделив интервал интегрирования на два отрезка, напишем:

$$\int_{20}^{130} f(t_1) dt_1 = \frac{130 - 20}{6 \cdot 2} \left\{ f(20) + 4 \left[f \left(20 + 1 \cdot \frac{130 - 20}{4} \right) + f \left(20 + 3 \cdot \frac{130 - 20}{4} \right) \right] + 2f \left(20 + 2 \cdot \frac{130 - 20}{4} \right) + f(130) \right\}$$

Здесь

$$f(20) = \frac{1}{95 (104,8 - 20)} = 1,25 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{вт}$$

(значения k при этом см. приближенное решение на стр. 203)

$$f(47,5) = \frac{1}{k_{47,5} (96,6 - 0,588 \cdot 47,5)} = \frac{6,77 \cdot 10^{-3}}{68,7} = 0,986 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{вт}$$

так как $t_2 = 0,412 t_1 + 96,6 = 0,412 \cdot 47,5 + 96,6 = 116,2$, то при $t_1 = 47,5$ и $t_2 = 116,2$ $\alpha_1 = 220 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ и $\alpha_2 = 548 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$, откуда

$$k_{47,5} = \frac{1}{\frac{1}{220} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{548}} = \frac{1}{6,77 \cdot 10^{-3}}$$

Аналогично находим остальные значения функции $f(t_1)$:

$$f(75) = 0,95 \cdot 10^{-4}; \quad f(102,5) = 1,58 \cdot 10^{-4}; \quad f(130) = 2,72 \cdot 10^{-4}$$

В результате получим

$$F = 1555 \cdot \frac{130 - 20}{6 \cdot 2} [1,25 \cdot 10^{-4} + 4(0,986 \cdot 10^{-4} + 1,58 \cdot 10^{-4}) + 2 \cdot 0,95 \cdot 10^{-4} + 2,72 \cdot 10^{-4}] = 23 \text{ м}^2$$

2) Графическое интегрирование.

Строим (рис. VII-6) график функции $f(t_1) = \frac{1}{k (96,6 - 0,588 t_1)}$, используя определенные ранее значения $f(t_1)$:

| | | | | | |
|---|------|-------|------|-------|------|
| $t_1, ^\circ\text{C}$ | 20 | 47,5 | 75 | 102,5 | 130 |
| $f(t_1) \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{вт}$ | 1,25 | 0,986 | 0,95 | 1,58 | 2,72 |

Площадь, ограниченная кривой, осью абсцисс и вертикалями $t_1' = 20^\circ\text{C}$ и $t_1'' = 130^\circ\text{C}$, составляет $S = 15 \text{ см}^2$. Масштаб площади равен произведению масштабов обеих осей

$$m_n = m_f(t_1) m_t = 2 \cdot 10^4 \frac{\text{см}}{\text{м}^2/\text{вт}} \cdot 0,05 \text{ см}/\text{град} = 10^3 \frac{\text{см}^2}{\text{м}^2 \cdot \text{град}/\text{вт}}$$

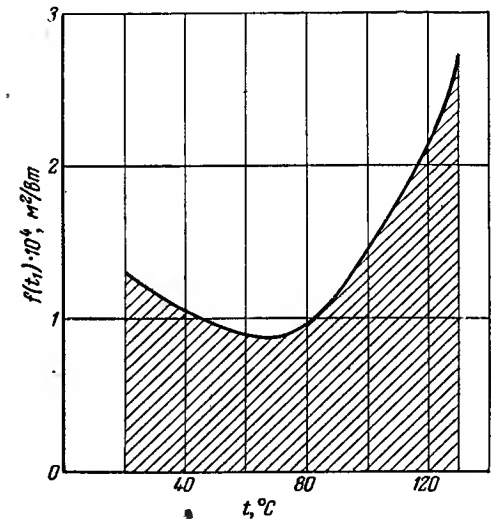


Рис. VII-6. Графическое определение поверхности теплообмена (к примеру VII. 4).

Значение интеграла

$$I = \int_{t_1'}^{t_1''} f(t_1) dt_1 = \frac{S}{m} = 15 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 \cdot \text{град/вт}$$

Поверхность теплопередачи:

$$F = 1555 \cdot 1,5 \cdot 10^{-2} = 23,4 \text{ м}^2$$

Таким образом, использование формулы Симпсона и графическое интегрирование практически приводят к одинаковому результату. Ошибка при определении поверхности теплопередачи приближенным методом составляет

$$\epsilon = \frac{27,4 - 23}{23} \cdot 100 = 19,1\%$$

Пример VII.5. Определить длину теплообменника для нагревания $G_1 = 15 \text{ т/ч}$ раствора от температуры $t_1' = 15^\circ \text{С}$ до $t_1'' = 90^\circ \text{С}$. Удельная теплоемкость раствора $c = 4050 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$. Для нагревания используется $G_2 = 34 \text{ т/ч}$ парового конденсата при температуре $t_2' = 120^\circ \text{С}$. Теплообменник имеет 109 труб диаметром 25/21 мм. В межтрубном пространстве установлены перегородки. Коэффициенты теплоотдачи: для раствора, движущегося по трубам, $\alpha_1 = 520 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$, для конденсата, движущегося в межтрубном пространстве, $\alpha_2 = 2300 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; теплопроводность материала труб $\lambda_{\text{тр}} = 45 \text{ Вт/м} \cdot \text{град}$, толщина слоя отложений на стенках труб $\delta_{\text{от}} = 0,4 \text{ мм}$, а их теплопроводность $\lambda_{\text{от}} = 1,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$. Определить также, как изменится поверхность теплообменника, если его сделать многоходовым.

Решение. Количество тепла, передаваемого в единицу времени

$$Q = G_1 c_1 (t_1'' - t_1') = \frac{15000}{3600} \cdot 4050 (90 - 15) = 1,27 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Конечную температуру греющего агента определяют из уравнения

$$Q = G_2 c_2 (t_2' - t_2'') \\ t_2'' = 120 - \frac{1,27 \cdot 10^6}{\frac{34000}{3600} \cdot 4200} = 88,1^\circ \text{С}$$

Так как конечная температура греющего агента меньше конечной температуры нагреваемой жидкости, должен быть предусмотрен противоток.

Изменение температуры

$$88,1 \leftarrow t_2 \leftarrow 120 \\ 15 \rightarrow t_1 \rightarrow 90$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(88,1 - 15) - (120 - 90)}{\ln \frac{88,1 - 15}{120 - 90}} = 48,3^\circ \text{С}$$

Длина теплообменника, согласно уравнению (VII.3)

$$l = \frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{\text{от}}}{\lambda_{\text{от}} r_{\text{ср, от}}} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}} r_{\text{ср, тр}}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} \\ l = \frac{1}{2\pi \Delta t_{\text{ср}}} \quad (1)$$

Подставив в уравнение (1) числовые значения величин r_1 (внутренний радиус трубы за вычетом толщины слоя загрязнения), r_2 (наружный радиус трубы), $r_{\text{ср, от}}$ и $r_{\text{ср, тр}}$ (средние радиусы, определяемые как среднеарифметическая), определим длину теплообменника

$$l = 1,27 \cdot 10^6 \frac{\frac{1}{520 \cdot 0,0101} + \frac{0,0004}{1,5 \cdot 0,0103} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{2300 \cdot 0,125}}{2\pi \cdot 109 \cdot 48,3} = \\ = 1,27 \cdot 10^6 \frac{0,256}{2\pi \cdot 109 \cdot 48,3} = 9,8 \text{ м}$$

Полученное значение l не укладывается в интервал длин теплообменников, принятых в нормалях ($1,5 \text{ м} < l < 7 \text{ м}$).

Для уменьшения длины теплообменника выполним его четырехходовым, что позволит интенсифицировать процесс теплообмена. При этом скорость раствора увеличится в 4 раза, так как сечение потока уменьшится в такое же число раз. Режим потока в трубном пространстве считаем турбулентным, тогда, согласно уравнению (VI.23)

$$\text{Nu} = \frac{\alpha d}{\lambda} = 0,023 \text{ Re}^{0,8} \text{ Pr}^n$$

Так как $\text{Re} = wd/\nu$, а диаметр труб и физические свойства жидкости практически не изменяются при увеличении скорости w , то отношение коэффициентов теплоотдачи составит

$$\frac{\alpha_1'}{\alpha_1} = \left(\frac{w'}{w} \right)^{0,8} = 4^{0,8} = 3,03$$

где α_1' — коэффициент теплоотдачи от стенки к раствору в четырехходовом теплообменнике.

Следовательно

$$\alpha_1 = 3,03 \cdot 520 = 1575 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Для многоходовых теплообменников средний температурный напор, вычисленный для противотока, умножают на поправочный коэффициент, величина которого определяется значениями P и R , равными, согласно уравнениям (VII.8)

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_2' - t_1'} = \frac{90 - 15}{120 - 15} = 0,715 \\ R = \frac{t_2' - t_2''}{t_1'' - t_1'} = \frac{120 - 88,1}{90 - 15} = 0,424$$

Для найденных значений $P = 0,715$ и $R = 0,424$ $\epsilon = 0,78^*$.

Подставив значения $\alpha_1' = 1575$ и $\Delta t_{\text{ср}}' = \epsilon \Delta t_{\text{ср}}$ в уравнение (1) и сравнивая величины l для четырех- и одноходового теплообменников (значения Q , n , $\Delta t_{\text{ср}}$

* См., например, Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия». 1966, стр. 547 (рис. VII-8). (Прим. ред.)

не изменяются), получим

$$\frac{t'}{t} = \frac{1}{\varepsilon} \cdot \frac{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср, от}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср, тр}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср, от}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср, тр}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}}$$

Отсюда длина четырехходового теплообменника

$$l' = \frac{9,8}{0,78} \cdot \frac{\frac{1}{1,575 \cdot 0,0101} + \frac{0,0004}{1,5 \cdot 0,0103} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{2300 \cdot 0,125}}{0,256} = 6,3 \text{ м}$$

что соответствует пределам длин, предусмотренным нормалью.

Отметим, что, согласно результатам аналогичного расчета двухходового теплообменника, его длина уменьшилась бы лишь на 11% по сравнению с одноходовым.

Пример VII. 6. Рассчитать теплообменник для предварительного подогрева 10%-ного раствора NaOH, поступающего затем на выпаривание. Для нагрева применяется конденсат при температуре $t'_2 = 140^\circ \text{C}$; расход нагреваемого раствора $G_1 = 17000 \text{ кг/ч}$; начальная температура раствора $t'_1 = 35^\circ \text{C}$; конечная температура раствора $t''_1 = 100^\circ \text{C}$; расход теплоносителя $G_2 = 28000 \text{ кг/ч}$.

Решение. Поверхность теплообмена определяем на основе формулы (VII. 3)

$$Q = \frac{2\pi l n \Delta t_{ср}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср, от}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср, тр}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}} \quad (I)$$

Количество тепла Q , передаваемого в единицу времени, и конечную температуру конденсата определяем из уравнения теплового баланса (VII. 5)

$$Q = G_1 c_1 (t''_1 - t'_1) = G_2 c_2 (t'_2 - t''_2)$$

Удельная теплоемкость c_1 раствора должна быть найдена при его средней температуре

$$t_{ср} = \frac{t'_1 + t''_1}{2} = \frac{100 + 35}{2} = 67,5^\circ \text{C}$$

При температуре $67,5^\circ \text{C}$ $c_1 = 3860 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$. Удельная теплоемкость воды равна $4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$.

Подставив числовые значения в уравнение теплового баланса, получим

$$Q = \frac{17000}{3600} \cdot 3860 (100 - 35) = 1,186 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

$$t''_2 = 140 - \frac{17000 \cdot 3860}{28000 \cdot 4190} (100 - 35) = 103,5^\circ \text{C}$$

Изменение температуры по длине теплообменника (при противотоке)

$$t''_2 = 103,5 \leftarrow t_2 \leftarrow t'_2 = 140$$

$$t'_1 = 35 \rightarrow t_1 \rightarrow t''_1 = 100$$

Согласно уравнению (VII. 7), средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{(103,5 - 35) - (140 - 100)}{\ln \frac{103,5 - 35}{140 - 100}} = 52,8^\circ \text{C}$$

Для определения коэффициентов теплоотдачи необходимо выбрать геометрические параметры системы (число, диаметр и размещение труб в пучке); выбор производим на основе предварительной оценки размеров теплообменника.

Принимаем коэффициент теплопередачи $k \approx 500 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$. Тогда приблизительная величина поверхности теплообмена

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{1,186 \cdot 10^6}{500 \cdot 52,8} = 45 \text{ м}^2$$

Выбираем теплообменник с 234 трубами диаметром 25/21 мм, закрепленными в неподвижных трубных решетках; внутренний диаметр кожуха $D_{вн} = 0,6 \text{ м}$.

Определение коэффициента теплоотдачи от стенки трубы к раствору.

Ввиду возможности загрязнения поверхности теплообмена отложениями раствор пропускаем по трубам, чистить которые гораздо удобнее, чем межтрубное пространство.

Физические параметры раствора при средней температуре $t_{ср, 1} = 67,5^\circ \text{C}$: динамическая вязкость $\mu = 0,715 \cdot 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{сек/м}^2$; теплопроводность $\lambda = 0,498 \text{ ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град)} = 0,578 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; удельная теплоемкость $c = 0,92 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)} = 3860 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$; плотность $\rho = 1010 \text{ кг/м}^3$.

Общее поперечное сечение труб:

$$S_1 = \pi r_1^2 n = \pi 0,01^2 \cdot 234 = 0,0735 \text{ м}^2$$

$$r_1 = r_{вн} - \delta_{от} = \frac{0,021}{2} - 0,0005 = 0,010 \text{ м}$$

Толщину слоя отложений $\delta_{от}$ принимаем равной 0,5 мм.

Скорость потока в одноходовом теплообменнике

$$w_1 = \frac{G_1}{\rho S_1} = \frac{17000}{3600 \cdot 1010 \cdot 0,0735} = 0,0634 \text{ м/сек}$$

Так как эта скорость очень мала, выбираем шестиходовой теплообменник; при этом число труб в одном ходе составит

$$n' = \frac{n}{6} = \frac{234}{6} = 39$$

Скорость раствора в шестиходовом теплообменнике

$$w_1 = 0,0634 \cdot 6 = 0,381 \text{ м/сек}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w \rho r}{\mu} = \frac{0,381 \cdot 0,02 \cdot 1010}{0,715 \cdot 10^{-3}} = 10800$$

Так как движение турбулентное, коэффициент теплоотдачи определяем по формуле (VI. 23)

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

Для длинных труб при $Re > 10000$ эта формула дает практически такие же результаты, что и формула (VI. 24).

Критерий Прандтля

$$Pr = \frac{\mu c}{\lambda} = \frac{0,715 \cdot 10^{-3} \cdot 3860}{0,578} = 4,75$$

Критерий Нуссельта

$$Nu = 0,023 (10\ 800)^{0,8} (4,75)^{0,4} = 72,3$$

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_1 = \frac{Nu \lambda}{d_{вн}} = \frac{72,3 \cdot 0,578}{0,02} = 2080 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Определение коэффициента теплоотдачи от конденсата к стенке трубы (в межтрубном пространстве).

Воспользуемся формулой (VII. 9)

$$Nu = C Re^{0,6} Pr^{1/3} (\mu / \mu_{ст})^{0,14}$$

Средняя температура конденсата

$$t_{ср, 2} = \frac{t_1'' + t_2''}{2} = \frac{140 + 103,5}{2} = 121,8^\circ \text{C}$$

Физические параметры при $t_{ср, 2}$: плотность конденсата $\rho = 941 \text{ кг/м}^3$; теплопроводность $\lambda = 0,590 \text{ ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град)} = 0,686 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; кинематическая вязкость $\nu = 0,240 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$; критерий Прандтля $Pr = 1,41$.

Поперечное сечение межтрубного пространства

$$S_2 = \frac{\pi}{4} (D_{вн}^2 - nd^2) = \frac{\pi}{4} (0,6^2 - 234 \cdot 0,025^2) = 0,17 \text{ м}^2$$

где d — наружный диаметр труб.

Скорость конденсата

$$w_2 = \frac{28\ 000}{\frac{3600 \cdot 941}{0,17}} = 0,0486 \text{ м/сек}$$

Критерий Рейнольдса с учетом того, что Re и Nu в формуле (VII. 9) определяются не по эквивалентному диаметру $d_{экв}$, а по наружному диаметру труб

$$Re = \frac{0,0486 \cdot 2,5 \cdot 10^{-2}}{0,24 \cdot 10^{-6}} = 5080$$

Константа C

$$C = 1,16 d_{экв}^{2,6}$$

$$d_{экв} = \frac{D_{вн}^2 - nd^2}{D_{вн} + nd} = \frac{0,6^2 - 234 \cdot 0,025^2}{0,6 + 234 \cdot 0,025} = 0,033 \text{ м}$$

Следовательно

$$C = 1,16 \cdot 0,031^{0,6} = 0,150$$

Принимаем среднюю температуру стенки $t_{ст, ср} \approx 95^\circ \text{C}$. Тогда вязкость конденсата $\mu = 0,310 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$.

Вязкость конденсата при $t_{ср, 2} \mu = 0,226 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$.

Коэффициент теплоотдачи на стороне конденсата

$$\alpha_2 = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{0,150 \cdot 5080^{0,6} \cdot 1,41^{1/3} \left(\frac{0,226}{0,310} \right)^{0,14} \cdot 0,686}{0,025} = 735 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Для многоходовых теплообменников температурный напор, вычисленный для противотока, умножают на коэффициент ϵ , зависящий от отношений величин

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_2' - t_1'} = \frac{100 - 35}{140 - 35} = 0,62$$

$$R = \frac{t_2' - t_2''}{t_1'' - t_1'} = \frac{140 - 103,5}{100 - 35} = 0,56$$

При $P = 0,62$ и $R = 0,56$ имеем $\epsilon = 0,87^*$.

Примем толщину слоя отложений $\delta_{от} = 0,5 \text{ мм}$ и теплопроводность отложений $\lambda_{от} = 1,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$. Толщина стенки трубы $\delta_{ст} = 2 \text{ мм}$; теплопроводность стенки трубы $\lambda_{ст} = 45 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; средний радиус трубы

$$r_{тр, ср} = \frac{r_1 + r_2}{2} = \frac{\frac{21}{2} + \frac{25}{2}}{2} = 11,5 \text{ мм}$$

Подставив соответствующие значения в уравнение (1), получим длину теплообменника

$$l = \frac{1,186 \cdot 10^6}{2\pi \cdot 234 \cdot 52,8 \cdot 0,87} \left(\frac{1}{2080 \cdot 0,001} + \frac{0,0005}{1,5 \cdot 0,0103} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{735 \cdot 0,0125} \right) = 3,4 \text{ м}$$

Так как при определении коэффициента теплоотдачи от конденсата к стенке средняя температура стенки была принята приближенно, проверим ее по уравнению

$$Q = 2\pi l r_2 \alpha_2 (t_{ср, 2} - t_{ст, ср}) \epsilon$$

Отсюда

$$t_{ст, ср} = 121,8 - \frac{1,186 \cdot 10^6}{2\pi \cdot 234 \cdot 0,0125 \cdot 3,4 \cdot 735 \cdot 0,87} = 92,2^\circ \text{C}$$

что близко к принятому значению. Поэтому полученные значения коэффициента теплоотдачи и длины теплообменника можно считать правильными.

Таким образом, теплообменник имеет следующие характеристики:

| | |
|---|----------|
| Число труб | 234 |
| Диаметр труб | 25/21 мм |
| Длина труб (округленно) | 3,5 м |
| Диаметр кожуха | 0,6 м |
| Число ходов в трубном пространстве | 6 |
| Число ходов в межтрубном пространстве | 1 |

Пример VII. 7. Определить основные размеры теплообменника, в котором охлаждается воздух ($Q_0 = 1240 \text{ м}^3/\text{ч}$ при нормальных условиях); давление воздуха $p = 1,5 \text{ ат}$; температура меняется от 76 до 31°C . Начальная температура охлаждающей воды $t_1' = 16^\circ \text{C}$.

Решение. Ввиду возможности образования накипи охлаждающую воду следует пустить по трубам. Так как коэффициент теплопередачи определяется коэффициентом теплоотдачи α_2 от воздуха к стенке, процесс следует интенсифицировать путем установки в межтрубном пространстве сегментных перегородок.

* См., например, Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 547 (рис. VII-6). (Прим. ред.)

Количество тепла, отдаваемого газом, находим из теплового баланса [уравнение (VII.5)].

$$Q = G_2 c_2 (t'_2 - t''_2) = \frac{1240}{3600} \cdot 1,29 \cdot 1020 (76 - 31) = 20\,400 \text{ вт}$$

где $G_2 = Q_0 \rho_0$; $\rho_0 = 1,29 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при нормальных условиях; $c_2 = 0,243 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)} = 1020 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$ — удельная теплоемкость воздуха.

Считаем, что вода нагревается в теплообменнике на 10°C . Тогда при противотоке температура будет изменяться так:

$$t''_2 = 31 \leftarrow t_2 \leftarrow t'_2 = 76$$

$$t'_1 = 16 \rightarrow t_1 \rightarrow t''_1 = 26$$

Среднегарифмический температурный напор

$$\Delta t_{cp} = \frac{(76 - 26) - (31 - 16)}{\ln \frac{76 - 26}{31 - 16}} = 29,1^\circ\text{C}$$

Так как для определения коэффициентов теплоотдачи необходимо знать геометрические параметры теплообменника, находим предварительную величину поверхности аппарата, принимая коэффициент теплопередачи $k = 70 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$. Тогда

$$F = \frac{Q}{k \Delta t_{cp}} = \frac{20\,400}{70 \cdot 29,1} = 10 \text{ м}^2$$

Выбираем теплообменник с 37 трубами диаметром 25/21 мм; при этом длина труб

$$l = \frac{10}{\pi 0,025 \cdot 37} = 3,44 \text{ м}$$

Определяем коэффициент теплоотдачи от воздуха к стенке. Считая, что трубы расположены в вершинах равностороннего треугольника и приняв внутренний диаметр кожуха $D_{вн} = 0,25 \text{ м}$

и шаг (расстояние между осями смежных труб) $t = 1,28 d = 32 \text{ мм}$, получим размещение, показанное на рис. VII-7.

Коэффициент теплоотдачи определяем по формуле (VII.9), которая при наличии сегментных перегородок принимает вид

$$Nu = 0,24 Re^{0,6} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14}$$

Определяем минимальное сечение потока

$$S_{мин} = \sqrt{S_{прод} S_{попер}}$$

Минимальное продольное сечение потока

$$S_{прод} = \frac{D_{вн}^2}{4} \left(2\pi \frac{\varphi}{360} - \sin \varphi \cos \varphi \right) - n' \pi \frac{d^2}{4}$$

При высоте сегмента, свободного от перегородки, $h = 0,06 \text{ м}$ центральный угол (см. рис. VII-7) составляет

$$\varphi = \arccos \frac{D_{вн} - 2h}{D_{вн}} = \arccos \frac{0,25 - 2 \cdot 0,06}{0,25} = 58,7^\circ$$

Число труб в свободном сечении $n' = 4$.

Следовательно

$$S_{прод} = \frac{0,25^2}{4} \left(2\pi \frac{58,7}{360} - 0,853 \cdot 0,52 \right) - 4\pi \frac{0,025^2}{4} = 0,713 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Поперечное сечение потока

$$S_{попер} = l' \sum s = 0,1 \cdot 8 (0,032 - 0,025) = 0,0056 \text{ м}^2$$

где $l' = 0,1 \text{ м}$ — принятое расстояние между перегородками; $s = t - d$ — расстояние между трубами, m .

Таким образом

$$S_{мин} = \sqrt{0,00713 \cdot 0,0056} = 0,0063 \text{ м}^2$$

Определим скорость газа в минимальном сечении, подставляя значение расхода газа при рабочих условиях: $p = 1,5 \text{ ат}$ и $t_{ср, 2} = \frac{76 + 31}{2} = 53,5^\circ\text{C}$

$$w_2 = \frac{Q_{об}}{S_{мин}} = \frac{1240}{3600} \cdot \frac{1}{1,5} \cdot \frac{53,5 + 273}{273} = 44 \text{ м/сек}$$

Физические параметры воздуха при $t_{ср, 2} = 53,5^\circ\text{C}$: динамическая вязкость $\mu = 2,02 \cdot 10^{-6} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2 = 1,99 \cdot 10^{-5} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$; теплопроводность $\lambda = 2,365 \cdot 10^{-2} \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 2,76 \cdot 10^{-2} \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$; критерий Прандтля $Pr = 0,722$; плотность (при $p = 1 \text{ ат}$) $\rho_0 = 1,066 \text{ кг/м}^3$; плотность (при $p = 1,5 \text{ ат}$) $\rho = 1,066 \cdot 1,5 = 1,6 \text{ кг/м}^3$; кинематическая вязкость при $t_{ср, 2} = 53,5^\circ\text{C}$ и $p = 1,5 \text{ ат}$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1,99 \cdot 10^{-5}}{1,6} = 1,24 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{сек}$$

Следует учитывать, что для газов динамическая вязкость, теплопроводность и критерий Прандтля при обычных давлениях мало зависят от величины давления, а кинематическая вязкость обратно пропорциональна давлению.

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w_2 d}{\nu} = \frac{44 \cdot 0,025}{0,124 \cdot 10^{-4}} = 89\,000$$

Учитывая, что в формуле (VII.9) Nu и Re определяются по наружному диаметру труб, а не по $d_{экв}$, а также принимая $(\mu/\mu_{ст})^{0,14} = 1$, так как вязкость газа мало меняется при изменении температуры, находим коэффициент теплоотдачи от воздуха к стенке

$$\alpha_2 = \frac{\lambda Nu}{d} = \frac{2,76 \cdot 10^{-2} \cdot 0,24 \cdot 89\,000^{0,6} \cdot 0,722^{1/3}}{0,025} = 224 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Определение коэффициента теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде. Расход охлаждающей воды определяем из уравнения теплового баланса

$$G_1 = \frac{Q}{c_1 (t''_1 - t'_1)} = \frac{20\,400}{4190 (26 - 16)} = 0,486 \text{ кг/сек}$$

Сечение трубного пространства

$$S = n \pi \frac{d_{вн}^2}{4} = 37 \pi \frac{0,021^2}{4} = 1,28 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Скорость воды

$$w_1 = \frac{G_1/\rho}{S} = \frac{0,486/998}{1,28 \cdot 10^{-2}} = 0,0381 \text{ м/сек}$$

Физические параметры воды при средней температуре

$$t_{cp, 1} = \frac{26 + 16}{2} = 21^\circ \text{C}$$

плотность $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$; удельная теплоемкость $c = 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$; теплопроводность $\lambda = 0,517 \text{ ккал} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{град}^{-1} = 0,602 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; критерий Прандтля $Pr = 6,9$; кинематическая вязкость $\nu = 0,98 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$.
Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w_1 d}{\nu} = \frac{0,0381 \cdot 0,021}{0,98 \cdot 10^{-6}} = 817$$

Поскольку течение ламинарное, используем формулу (VI.21)

$$Nu = \left[3,65 + \frac{0,668 B}{1 + 0,045 B^{2/3}} \right] \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14}$$

Пользуясь длиной l труб, принятой по предварительной оценке величины поверхности теплообмена, находим

$$B = \frac{Re Pr d}{l} = \frac{817 \cdot 6,9 \cdot 0,021}{3,35} = 35,4$$

Принимаем температуру стенки $t_{ст, ср} = 40^\circ \text{C}$.

Динамическая вязкость воды при $t_{ст, ср}$ $\mu_{ст} = 0,667 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$.

Динамическая вязкость воздуха при $t_{ср, 1}$ $\mu = 1 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{сек/м}^2$.

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_1 = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{\left(3,65 + \frac{0,668 \cdot 35,4}{1 + 0,045 \cdot 35,4^{2/3}} \right) \left(\frac{1}{0,667} \right)^{0,14} \cdot 0,602}{0,021} = 163 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Длину теплообменника определяем по формуле (VII.3), преобразованной к виду

$$Q = \frac{2\pi n l \Delta t_{cp}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_n}{\lambda_{от, ср, от}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр, ср, тр}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}}$$

Отсюда, принимая, что для отлагающегося слоя накипи $\lambda_{от}/\delta_{от} = 2000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$

и зная, что $r_1 = \frac{0,021}{2}$, $r_{ср, тр} = \frac{0,021 + 0,025}{4} = 0,0115 \text{ м}$ и $\lambda_{ст} = 45 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$,

получим

$$l = \frac{20400}{2\pi \cdot 37 \cdot 29,1} \left(\frac{1}{163 \cdot 0,0105} + \frac{1}{2000 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{224 \cdot 0,0125} \right) \approx 3 \text{ м}$$

Для проверки температуры стенки пользуемся уравнением

$$Q = \alpha_1 2\pi n r_1 l (t_{ст, ср} - t_{ср, 1})$$

Получаем

$$t_{ст, ср} = 21 + \frac{20400}{163 \cdot 2\pi \cdot 37 \cdot 0,0105 \cdot 3} \approx 38^\circ \text{C}$$

Так как полученные величины длины труб и температуры стенки близки к принятым, расчет считаем законченным.

Основные характеристики теплообменника:

| | |
|--|-------|
| Диаметр кожуха D , м | 250 |
| Число труб n | 37 |
| Диаметр труб d , мм | 25/21 |
| Длина труб l , мм | 3000 |
| Расстояние между сегментными перегородками l' , мм | 100 |

Пример VII.8. Определить объем скруббера для охлаждения сухого воздуха от начальной температуры $t'_2 = 80^\circ \text{C}$ до $t''_2 = 25^\circ \text{C}$. Температура охлаждающей воды $t'_1 = 15^\circ \text{C}$; расход воздуха $G_r = 12000 \text{ кг/ч}$; расход воды $G_{ж} = 8000 \text{ кг/ч}$; диаметр скруббера $D = 1,4 \text{ м}$; удельная поверхность насадки $\sigma = 65 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Решение. Составляем тепловой баланс.

Количество поступающего тепла:

с воздухом $G_r c_r t'_2$; с водой $G_{ж} t'_1$.

Количество удаляемого тепла:

с воздухом $G_r c_r t''_2$; с водяным паром $x G_r t''_1$; с водой $G_{ж} t''_1$.

Следовательно

$$G_r c_r t'_2 + G_{ж} t'_1 = G_r c_r t''_2 + x G_r t''_1 + G_{ж} t''_1$$

где $c_r = 0,24$ — удельная теплоемкость воздуха, $\text{ккал/(кг} \cdot \text{град)}$; $x = 0,02$ — влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг ; $t''_1 = 608$ — энтальпия паров воды при t''_2 , ккал/кг .

Таким образом, конечная температура воды

$$t''_1 = t'_1 + \frac{G_r c_r (t'_2 - t''_2) - x G_r t''_1}{G_{ж}} = 15 + \frac{12000 \cdot 0,24 (80 - 25) - 0,02 \cdot 12000 \cdot 608}{8000} = 16,6^\circ \text{C}$$

При изменении температур

$$80 \rightarrow 25$$

$$16,6 \leftarrow 15$$

согласно уравнению (VII.7), среднелогарифмический температурный напор

$$\Delta t_{cp} = \frac{(80 - 16,6) - (25 - 15)}{2,3 \lg \frac{80 - 16,6}{25 - 15}} = 28,8^\circ \text{C}$$

Количество переданного тепла в соответствии с уравнением (VII.5)

$$Q = G_r c_r (t'_2 - t''_2) = \frac{12000}{3600} \cdot 0,24 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (80 - 25) = 184000 \text{ Вт}$$

Коэффициент теплопередачи для рассматриваемых условий определен ранее (см. пример VI.11) и составляет

$$k = 58 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Поверхность теплопередачи находим по уравнению (VII.2)

$$F = \frac{Q}{k \Delta t_{cp}} = \frac{184000}{58 \cdot 28,8} = 110 \text{ м}^2$$

Объем насадки

$$V = \frac{F}{\sigma} = \frac{110}{65} = 1,7 \text{ м}^3$$

Пример VII.9. В сборнике с мешалкой, обеспечивающей практически полное перемешивание, находится метиловый спирт ($G = 5000 \text{ кг}$) при температуре 20°C . Определить время, необходимое для нагревания спирта до 50°C , а также температуру

спирта через 0,2 ч после начала нагрева паром, поступающим в рубашку при температуре 120°С. Поверхность нагрева $F = 2,5 \text{ м}^2$; коэффициент теплопередачи $k = 1200 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; удельная теплоемкость спирта $c = 2680 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$.

Решение. Так как благодаря перемешиванию температура жидкости изменяется только во времени, а температура греющего агента (насыщенного пара) остается постоянной, можно воспользоваться уравнением (VII.10)

$$Q/\tau = kF \Delta t_{\text{ср}}$$

Количество переданного тепла определяем из теплового баланса

$$Q = Gc(t_{\text{к},1} - t_{\text{н},1}) = 5000 \cdot 2680 (50 - 20) = 4,02 \cdot 10^8 \text{ Дж} = 96 000 \text{ ккал}$$

Изменение температуры

$$20 \rightarrow 50$$

$$120 \leftarrow 120$$

Следовательно

$$\Delta t_0 = 120 - 20 = 100^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_\tau = 120 - 50 = 70^\circ\text{C}$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_\tau}{\ln \frac{\Delta t_0}{\Delta t_\tau}} = \frac{100 - 70}{2,3 \lg \frac{100}{70}} = 84,3^\circ\text{C}$$

Время, необходимое для нагревания

$$\tau = \frac{Q}{kF \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{4,02 \cdot 10^8}{1200 \cdot 2,5 \cdot 84,3} = 1590 \text{ сек} = 0,442 \text{ ч}$$

Для определения температуры метилового спирта t_1 через 0,2 ч после начала нагревания уравнение (VII.10) следует переписать в следующем виде:

$$Q = kF \frac{(t_2 - t_{\text{н},1}) - (t_2 - t_1)}{\ln \frac{t_2 - t_{\text{н},1}}{t_2 - t_1}} \tau = Gc(t_1 - t_{\text{н},1})$$

Отсюда

$$\ln \frac{t_2 - t_{\text{н},1}}{t_2 - t_1} = \frac{kF\tau}{Gc}$$

$$t_1 = t_2 - (t_2 - t_{\text{н},1}) e^{-\frac{kF\tau}{Gc}}$$

После подстановки числовых величин получаем

$$t_1 = 120 - (120 - 20) e^{-\frac{1200 \cdot 2,5 \cdot 0,2 \cdot 3600}{5000 \cdot 2680}} = 35^\circ\text{C}$$

Пример VII. 10. В сборнике с интенсивно работающей мешалкой находится 10%-ный раствор NaOH ($G = 5000 \text{ кг}$), начальная температура которого $t_{\text{н},1} = 95^\circ\text{C}$. Необходимо охладить раствор до $t_{\text{к},1} = 30^\circ\text{C}$ за 1 ч. Для охлаждения используют $G_2 = 30 \text{ т/ч}$ воды при температуре $t'_2 = 15^\circ\text{C}$. Сборник снабжен охлаждающей рубашкой. Поверхность теплообмена $F = 10 \text{ м}^2$, коэффициент теплопередачи $k = 450 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Если рабочая поверхность

рубашки окажется недостаточной, то в сборнике можно установить змеевик. Коэффициент теплопередачи при охлаждении с помощью змеевика $k' = 900 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Удельная теплоемкость NaOH $c = 3860 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$. Определить также максимальную конечную температуру охлаждающей воды.

Решение. Так как температура жидкости в сборнике изменяется только во времени, а температура охлаждающей воды — и во времени и в пространстве, используем уравнение (VII.11).

Определяем количество тепла, передаваемого через рубашку за 1 ч

$$Q_1 = kF \Delta t'_{\text{ср}} \tau$$

Константу B для определения среднего температурного напора $\Delta t'_{\text{ср}}$ вычисляем по уравнению (VII.13)

$$B = e^{\frac{kF}{G_2 c_2}}$$

$$\ln B = \frac{kF}{G_2 c_2} = \frac{450 \cdot 10}{\frac{30 000}{3600} \cdot 4,19 \cdot 10^3} = 0,129$$

$$B = 1,138$$

величина $4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ — удельная теплоемкость воды.

Средний температурный напор находим по уравнению (VII. 12)

$$\Delta t'_{\text{ср}} = \frac{t_{\text{н},1} - t_{\text{к},1}}{\ln \frac{t_{\text{н},1} - t_2}{t_{\text{к},1} - t_2}} \cdot \frac{B - 1}{B \ln B} = \frac{95 - 30}{\ln \frac{95 - 15}{30 - 15}} \cdot \frac{1,138 - 1}{1,138 \cdot 0,129} = 36,8^\circ\text{C}$$

Количество тепла, передаваемого через рубашку

$$Q_1 = 450 \cdot 10 \cdot 36,8 \cdot 3600 = 5,96 \cdot 10^8 \text{ Дж}$$

Общее количество тепла, которое нужно отнять у раствора

$$Q = Gc(t_{\text{н},1} - t_{\text{к},1}) = 5000 \cdot 3860 (95 - 30) = 12,5 \cdot 10^8 \text{ Дж}$$

Это больше, чем можно отнять через рубашку (Q_1); поэтому установим в сборнике змеевик. Количество тепла, которое надо отнять с помощью змеевика

$$Q_2 = Q - Q_1 = 12,5 \cdot 10^8 - 5,96 \cdot 10^8 = 6,54 \cdot 10^8 \text{ Дж}$$

Определяем поверхность теплообмена змеевика, пользуясь тем же уравнением (VII.11)

$$Q_2 = k'F' \frac{t_{\text{н},1} - t_{\text{к},1}}{\ln \frac{t_{\text{н},1} - t'_3}{t_{\text{к},1} - t'_3}} \cdot \frac{B' - 1}{B' \ln B'}$$

Из уравнения (VII. 13)

$$\ln B' = \frac{k'F'}{G_3 c_2}$$

где G_3 — расход воды в змеевике; F' — поверхность змеевика; t'_3 — температура воды на входе в змеевик.

Поэтому

$$\frac{B'-1}{B'} = \frac{q \ln \frac{t_{n,1}-t'_3}{t_{k,1}-t'_3}}{G_3 c_2 (t_{n,1}-t_{k,1})}$$

$$\text{или} \quad \frac{k'F'}{G_3 c_2} = \frac{1}{Q_2 \ln \frac{t_{n,1}-t'_3}{1 - \frac{t_{k,1}-t'_3}{G_3 c_2 (t_{n,1}-t_{k,1})}}}$$

Подставив в это уравнение числовые значения (начальная температура воды t'_3 совпадает с температурой воды в рубашке; расход охлаждающей воды в змеевике принимаем $G_3 = 8000 \text{ кг/ч} = 2,22 \text{ кг/сек}$), получаем

$$F' = \frac{2,22 \cdot 4,19 \cdot 10^3}{900} \ln \frac{1}{6,54 \cdot 10^3 \ln \frac{95-15}{30-15}} = 7,4 \text{ м}^2$$

Таким образом, требуется установить змеевик средней поверхностью $F' = 7,4 \text{ м}^2$.

Максимальные температуры охлаждающей воды определяем по уравнению (VII.13)

$$B = \frac{t_1 - t'_2}{t_1 - t'_2}$$

откуда

$$t'_2 = t_1 - \frac{t_1 - t'_2}{B}$$

Конечные температуры воды будут максимальными в начале охлаждения, т. е. при $t_1 = t_{n,1} = 95^\circ \text{C}$.

Для охлаждающей воды в рубашке

$$t'_{n,2} = 95 - \frac{95-15}{1,138} = 24,5^\circ \text{C}$$

Для охлаждающей воды в змеевике

$$t'_{n,3} = 95 - \frac{95-15}{\frac{900 \cdot 7,4}{2,22 \cdot 4190}} = 95 - \frac{95-15}{2,04} = 55,9^\circ \text{C}$$

Пример VII. 11. В реакторе с рубашкой находится жидкий реагент, расход которого $G_1 = 3000 \text{ кг}$, а температура $t_{n,1} = 20^\circ \text{C}$. Определить время, необходимое для нагрева реагента до $t_{k,1} = 80^\circ \text{C}$, если известно, что помимо нагрева через рубашку, в результате протекания реакции выделяется постоянное количество тепла $Q_p = 50000 \text{ ккал/ч}$. Нагрев осуществляется насыщенным водяным паром, температура которого $t_2 = 110^\circ \text{C}$. Поверхность теплообмена рубашки $F = 3,5 \text{ м}^2$; коэффициент теплопередачи $k = 650 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$; удельная теплоемкость жидкости $c_1 = 3900 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$.

В результате эффективного перемешивания температура в реакторе полностью выравнивается.

Решение. Составим тепловой баланс для элемента времени $d\tau$, в течение которого температура изменяется на dt_1

$$G_1 c_1 dt_1 = kF (t_2 - t_1) d\tau + Q_p d\tau$$

Температура t_2 постоянна во времени и в пространстве (конденсирующий пар), а температура t_1 изменяется во времени от $t_{n,1} = 20^\circ \text{C}$ до $t_{k,1} = 80^\circ \text{C}$.

Разделив переменные и интегрируя, получим

$$\tau = \int_{t_{n,1}}^{t_{k,1}} \frac{G_1 c_1 dt_1}{kF (t_2 - t_1) + Q_p} = \frac{G_1 c_1}{kF} \ln \frac{t_2 + \frac{Q_p}{kF} - t_{n,1}}{t_2 + \frac{Q_p}{kF} - t_{k,1}}$$

Подставляя в это выражение числовые значения величин и переводя теплоту реакции из ккал/ч в Вт делением на 0,86, получим время нагревания

$$\tau = \frac{3000 \cdot 3900}{650 \cdot 3,5} \ln \frac{110 + \frac{50000}{650 \cdot 3,5 \cdot 0,86} - 20}{110 + \frac{50000}{650 \cdot 3,5 \cdot 0,86} - 80} = 3760 \text{ сек} = 1,04 \text{ ч}$$

Пример VII. 12. Определить время, необходимое для нагрева частиц псевдоожигенного слоя от температуры $\theta_0 = 20^\circ \text{C}$ до $\theta_k = 120^\circ \text{C}$. Нагрев осуществляется с помощью горячего воздуха, температура которого равна 125°C ; скорость воздуха $w = 0,5 \text{ м/сек}$; диаметр частиц $d_{\text{ч}} = 0,1 \text{ мм}$; коэффициент сферичности частиц $\psi = 0,95$; порозность слоя $\epsilon = 0,35$; плотность твердых частиц $\rho_{\text{ч}} = 2800 \text{ кг/м}^3$; удельная теплоемкость твердых частиц $c_{\text{ч}} = 0,21 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$; количество твердых частиц $M = 60 \text{ кг}$; диаметр колонны $d = 0,4 \text{ м}$.

Решение. Для получения зависимости температуры твердых частиц θ от времени τ полагаем, что благодаря перемешиванию температура газа и твердых частиц, образующих псевдоожигенный слой, выравнивается. Тогда, если предположить, что теплопроводность твердых частиц достаточно велика, а потерями тепла можно пренебречь, то количество переданного тепла за интервал времени $d\tau$ составит

$$dQ = \alpha S (t - \theta) d\tau$$

где S — общая поверхность контакта между газом и частицами; t — температура газа, равная благодаря интенсивному перемешиванию его температуре на выходе.

Тепло, отдаваемое газом

$$dQ = G c_p (t_0 - t) d\tau$$

где c_p — удельная теплоемкость воздуха, $\text{ккал/(кг} \cdot \text{град)}$.

Тепло, воспринимаемое частицами

$$dQ = M c_{\text{ч}} d\theta$$

Тепловой баланс выражается равенствами

$$\alpha S (t - \theta) d\tau = G c_p (t_0 - t) d\tau = M c_{\text{ч}} d\theta$$

Из первого равенства получаем

$$t = \frac{t_0 + \frac{\alpha S}{Gc_p} \theta}{1 + \frac{\alpha S}{Gc_p}}$$

откуда

$$\frac{\alpha S}{Mc_q} d\tau = \frac{d\theta}{t_0 + \frac{\alpha S}{Gc_p} \theta - \theta} = \left(1 + \frac{\alpha S}{Gc_p}\right) \frac{d\theta}{t_0 - \theta}$$

Интегрируя в пределах от θ_0 до θ и от 0 до τ , получим выражение для времени нагревания

$$\tau = \frac{Mc_q}{\alpha S} \left(1 + \frac{\alpha S}{Gc_p}\right) \ln \frac{t_0 - \theta_0}{t_0 - \theta} \quad (1)$$

Расход газа

$$G = \frac{\pi d^2}{4} \omega \rho = \frac{\pi}{4} 0,4^2 \cdot 0,5 \cdot 0,89 = 0,0558 \text{ кг/сек}$$

где $\rho = 0,89 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при 120°C .

Коэффициент теплоотдачи определяют по формуле (VI.40) или (VI.41).

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{wd_q}{\nu} = \frac{0,5 \cdot 1 \cdot 10^{-4}}{2,62 \cdot 10^{-5}} = 1,91$$

где $\nu = 2,62 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{сек}$ — вязкость воздуха при 120°C .

Критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d_q^3 g}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_q - \rho}{\rho} = \frac{(1 \cdot 10^{-4})^3 \cdot 9,81}{(2,62 \cdot 10^{-5})^2} \cdot \frac{2800 - 0,89}{0,89} = 45,1$$

Так как $Re Ar^{0,4} = 8,8 > 2,15$, используем формулу (VI.41)

$$Nu = 0,943 Re^{-1} Pr^{0,33} Ar^{0,69} = 0,943 \frac{0,722^{0,33} \cdot 45,1^{0,69}}{1,91} = 6,18$$

где $Pr = 0,722$ — критерий Прандтля для воздуха.

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d_q} = \frac{6,18}{10^{-4}} \cdot 3,2 \cdot 10^{-2} = 1975 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

где $\lambda = 3,2 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$ — теплопроводность воздуха при 120°C .

Поверхность контакта

$$S = \frac{M}{\frac{\pi}{6} d_q^3 \rho_q} \cdot \frac{\pi}{4} d^2 \frac{1}{\psi} = \frac{3}{2} \cdot \frac{M}{d_q \rho_q \psi} = \frac{3}{2} \cdot \frac{60}{10^{-4} \cdot 2800 \cdot 0,95} = 340 \text{ м}^2$$

Подставив числовые значения в уравнение (1), получим

$$\tau = \frac{60 \cdot 0,21 \cdot 4,19 \cdot 10^3}{1975 \cdot 340} \left(1 + \frac{1975 \cdot 340}{0,0558 \cdot 0,245 \cdot 4,19 \cdot 10^3}\right) \times \times \ln \frac{125 - 20}{125 - 120} = 2810 \text{ сек} = 0,78 \text{ ч}$$

где удельная теплоемкость воздуха принимается равной $0,245 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$.

Пример VII. 13. Определить температуру кипения бензола при давлении 270 мм рт. ст. Температура кипения бензола при нормальном давлении равна $80,18^\circ \text{C}$. Известно также, что при 20°C давление паров бензола равно $74,7 \text{ мм рт. ст.}$

Решение. Для определения температуры кипения воспользуемся двумя методами.

Метод Дюринга — уравнение (VII.19).

В качестве эталонной жидкости выбираем воду.

Константа K

$$K = \frac{t_{k,2} - t_{k,1}}{t'_{k,2} - t'_{k,1}} = \frac{80,18 - 20}{100 - 45,75} = 1,113$$

где $t_{k,2} = 100^\circ \text{C}$ — температура кипения воды при атмосферном давлении, $t'_{k,1} = 45,75^\circ \text{C}$ при давлении $74,7 \text{ мм рт. ст.}$

Зная константу K , определяем температуру кипения бензола t_k при 270 мм рт. ст. :

$$K = \frac{t_k - t_{k,1}}{t'_k - t'_{k,1}} = 1,113$$

откуда

$$t_k = 20 + 1,113 (73,38 - 45,75) = 50,6^\circ \text{C}$$

где $t'_k = 73,38^\circ \text{C}$ — температура кипения воды при 270 мм рт. ст.

Метод Брату — уравнение (VII.20)

$$\lg(\pi + 1) = 0,301 \theta^{0,935}$$

$$\pi = \frac{\lg(p/p_{кр})}{\lg(p_H/p_{кр})} = \frac{\lg \frac{270}{47,7 \cdot 760}}{\lg \frac{760}{47,7 \cdot 760}} = 1,268$$

где $p_{кр} = 47,7 \text{ ат}$ — критическое давление бензола.

Подставив вычисленное значение π в уравнение (VII.20), получим

$$\lg \theta = \frac{1}{0,935} \lg \frac{(1 + 1,268)}{0,301} = 0,0777; \theta = 1,196$$

Значит

$$\theta = \frac{\lg(T_k/T_{кр})}{\lg(T_H/T_{кр})} = 1,195$$

Отсюда, учитывая, что критическая температура бензола $T_{кр} = 288,5^\circ \text{C}$, получаем

$$\lg \frac{T_k}{288,5 + 273} = 1,195 \lg \frac{80,18 + 273}{288,5 + 273} = 1,7584$$

и

$$T_k = 321,9^\circ \text{K} = 48,9^\circ \text{C}$$

Оценить точность обоих методов можно, сопоставив полученные результаты с определенной экспериментально температурой кипения бензола $t_k = 50,1^\circ \text{C}$ (при 270 мм рт. ст.).

Пример VII. 14. Вычислить температуру кипения 30%-ного водного раствора NaOH при давлении $p = 280 \text{ мм рт. ст.}$ Температура кипения 30%-ного раствора NaOH при атмосферном давлении равна 117°C , а давление паров над раствором при температуре 60°C равно 69 мм рт. ст. Сравнить полученный результат

с $t_k = 90,5^\circ \text{C}$ — температурой кипения, найденной экспериментально.

Решение. Для вычисления температуры кипения воспользуемся тремя методами.

Метод Дюринга (см. также пример VII.13; в качестве стандартной жидкости принимаем воду)

$$\frac{t_k - t_{k,1}}{t'_k - t'_{k,1}} = \frac{t_{k,2} - t_{k,1}}{t'_{k,2} - t'_{k,1}}$$

Температура кипения воды при $p = 280 \text{ мм рт. ст.}$ $t_{k,1} = 74,25^\circ \text{C}$; при $p_1 = 69 \text{ мм рт. ст.}$ $t_{k,1} = 44,2^\circ \text{C}$; при атмосферном давлении $t_{k,2} = 100^\circ \text{C}$.

Подставив в предыдущее уравнение числовые значения величин, получим

$$t_k = 60 + (74,25 - 44,2) \frac{117 - 60}{100 - 44,2} = 90,7^\circ \text{C}$$

Правило Бабо — уравнение (VII.22)

$$\frac{p}{P_{\text{п}}} = \frac{p_1}{P_{\text{п},1}}$$

Давление паров над раствором при температуре $t_{k,1} = 60^\circ \text{C}$ составляет $p_1 = 69 \text{ мм рт. ст.}$

Давление паров воды при той же температуре $P_{\text{п},1} = 149,4 \text{ мм рт. ст.}$ Давление кипения $p = 280 \text{ мм рт. ст.}$

Подставив числовые значения в уравнение (VII.22), получим давление паров воды при температуре кипения раствора

$$P_{\text{п}} = 280 \frac{149,4}{69} = 606 \text{ мм рт. ст.}$$

Давление 606 мм рт. ст. соответствует температуре кипения воды $t_k = 93,8^\circ \text{C}$. Значит, температура кипения раствора при давлении 280 мм рт. ст. также равна $93,8^\circ \text{C}$.

Метод Тищенко — уравнение (VII.23)

$$\Delta t_c = (\Delta t_c)_n \left(\frac{T}{T_n} \right)^2 \cdot \frac{r_n}{r}$$

Приращение температуры кипения вследствие наличия в жидкости растворенного вещества при нормальном давлении

$$(\Delta t_c)_n = 117 - 100 = 17^\circ \text{C}$$

Температура кипения воды при $p = 280 \text{ мм рт. ст.}$ $T = (74,25 + 273)^\circ \text{K}$; при атмосферном давлении $T_k = (100 + 273)^\circ \text{K}$; теплота парообразования воды при атмосферном давлении $r = 539 \text{ ккал/кг}$; при $p = 280 \text{ мм рт. ст.}$ $r = 555 \text{ ккал/кг}$.

Подставив числовые значения величин в формулу Тищенко, получим приращение температуры кипения при давлении 280 мм рт. ст.

$$\Delta t_c = 17 \left(\frac{347,25}{373} \right)^2 \frac{539}{555} = 14,4^\circ \text{C}$$

Для определения температуры кипения раствора прибавляем полученную величину к температуре кипения воды

$$t_k = \Delta t_c + t'_k = 14,4 + 74,25 = 88,65^\circ \text{C}$$

Сравнив вычисленные значения температуры кипения с экспериментальными, можно наглядно убедиться в большей точности метода Дюринга*. Однако применение этого метода ограничено необходимостью наличия двух значений температуры кипения раствора при различных давлениях.

Если давление изменяется незначительно, то в первом приближении можно считать, что $\Delta t_c \approx \text{const}$. Тогда температура кипения раствора

$$t_k = (\Delta t_c)_n + t'_k = 17 + 74,25 = 91,25^\circ \text{C}$$

Это значение достаточно близко к экспериментальной величине.

Пример VII.15. Водный раствор NaOH, имеющий концентрацию $c_0 = 12 \text{ вес. \%}$, выпаривают до конечной концентрации $c_k = 40 \text{ вес. \%}$. Расход исходного раствора $S_0 = 1,1 \text{ кг/сек}$. Определить основные характеристики выпарного аппарата, если известно, что давление в нем равно $0,1 \text{ ат}$, а нагревание осуществляют насыщенным водяным паром под давлением $1,6 \text{ ат}$. Разбавленный раствор поступает в выпарной аппарат при $t_0 = 30^\circ \text{C}$.

Решение. Количество выпариваемой воды определяем из уравнения материального баланса (VII.16)

$$W = S_0 \frac{c'_k - c_0}{c'_k} = 1,1 \frac{0,4 - 0,12}{0,4} = 0,77 \text{ кг/сек}$$

Количество тепла, передаваемого в единицу времени, определяем из уравнения теплового баланса (VII.16), учитывая также теплоту концентрирования (дегидратации)

$$Q = S_0 (c_k t_k - c_0 t_0) + W (i'' - c_k t_k) + Q_k$$

Удельная теплоемкость разбавленного раствора $c_0 = 3950 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$; удельная теплоемкость концентрированного раствора $c_k = 3440 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$; энтальпия насыщенного водяного пара при $p = 0,1 \text{ ат}$ $i'' = 2,59 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$; температура кипения концентрированного раствора при $p = 0,1 \text{ ат}$ $t_k = 73^\circ \text{C}$.

Теплота разбавления раствора NaOH от 40 до 12% составляет

$$\Delta H_{\text{разб}} = -3,34 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$$

Расход NaOH

$$G = S_0 c_0 = 1,1 \cdot 0,12 = 0,132 \text{ кг/сек}$$

Теплота концентрирования

$$Q_k = -\Delta H_{\text{разб}} G = 3,34 \cdot 10^5 \cdot 0,132 = 0,441 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Подставив эти значения в уравнение теплового баланса, получим

$$Q = 1,1 (3440 \cdot 73 - 3950 \cdot 30) + 0,77 (2,59 \cdot 10^6 - 3440 \cdot 73) + 0,441 \cdot 10^6 = 1,971 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Так как для точного определения коэффициентов теплоотдачи необходимо знать геометрические параметры выпарного аппарата, производим их предварительную оценку. Приближенное значение поверхности теплообмена находим с учетом того, что температура конденсации пара при $1,6 \text{ ат}$ составляет $111,7^\circ \text{C}$; принимаем коэффициент теплопередачи $k \approx 800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$, а среднюю температуру кипения раствора $t_{k, \text{ср}} = 84^\circ \text{C}$.

* Для концентрированных растворов, кипящих под вакуумом, правило Бабо следует применять с поправкой В. Н. Стабникова. Значения этих поправок см., например, Черныбыльский И. И., Выпарные установки, изд. Киевского Государственного Университета, 1960, стр. 11. (Прим. ред.)

Тогда

$$F = \frac{Q}{k(t - t_{к, ср})} = \frac{1,971 \cdot 10^6}{800(111,7 - 84)} = 89 \text{ м}^2$$

Выбираем выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой. Диаметр труб $d = 57/50$ мм; длина труб $l = 2,5$ м. Диаметр центральной циркуляционной трубы $D = 0,450$ м.

Среднее давление в выпарном аппарате определяем по формуле (VII.24)

$$p_{ср} = p + H_{ср} \rho_{ср} g = 0,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 + \frac{2,5}{2} 0,5 \cdot 1390 \cdot 9,81 = 1,835 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

Давление над верхним уровнем жидкости $p = 0,1$ ат.

Среднюю глубину $H_{ср}$ принимаем равной половине длины труб.

$$H_{ср} = \frac{l}{2} = \frac{2,5}{2} \text{ м}$$

Плотность 40%-ного раствора NaOH $\rho = 1390 \text{ кг/м}^3$.

Среднюю плотность кипящего раствора принимаем равной

$$\rho_{ср} = 0,5 \rho$$

При давлении $p = 1,835 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2 = \frac{1,835 \cdot 10^4}{9,81 \cdot 10^4} \cdot 735 = 137 \text{ мм рт. ст.}$ средняя температура кипения 40%-ного раствора NaOH $t_{к, ср} = 85^\circ \text{С}$.

При определении коэффициента теплопередачи, отнесенного к наружной поверхности труб, в примере VI.12 получено значение коэффициента теплопередачи $k' = 828 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Необходимая поверхность теплообмена по наружному диаметру труб:

$$F = \frac{Q}{k'(t - t_{к, ср})} = \frac{1,97 \cdot 10^6}{828(111,7 - 85)} = 89,4 \text{ м}^2$$

Выбираем выпарной аппарат с 226 трубами диаметром 57/50 мм, длиной 2,5 м и номинальной поверхностью нагрева $F = 100 \text{ м}^2$.

Пример VII.16. Для концентрирования раствора MgCl_2 имеется выпарной аппарат общей (наружной) поверхностью труб $F = 65 \cdot \text{м}^2$ и длиной трубки $l = 3,5$ м. Определить максимальную производительность аппарата (по исходному раствору), если раствор концентрируют от $c'_0 = 12$ вес. % до $c'_к = 33$ вес. %. Коэффициент теплопередачи, отнесенный к наружной поверхности труб, $k' = 1100 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$. Выпаривание происходит при атмосферном давлении. В качестве теплоносителя используют насыщенный водяной пар с температурой $t = 145^\circ \text{С}$. Исходный раствор поступает в выпарной аппарат при $t_0 = 20^\circ \text{С}$.

Решение. Определяем температуру кипения $t_{к, ср}$ при среднем давлении в выпарном аппарате, которое может быть найдено по уравнению (VII.24)

$$p_{ср} = p + H_{ср} \rho_{ср} g = 1,01 \cdot 10^5 + \frac{3,5}{2} 0,6 \cdot 1300 \cdot 9,81 = 1,14 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$$

Давление над верхним уровнем жидкости $p = 1,033 \text{ ат} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$. Среднюю глубину $H_{ср}$ принимаем равной половине длины труб l . Среднюю плотность $\rho_{ср}$ кипящего раствора принимаем равной 0,6 от плотности ρ концентрированного раствора MgCl_2 , составляющей 1300 кг/м^3 .

Так как известна температура кипения концентрированного раствора только при нормальном давлении, для определения температуры кипения при $p_{ср} = 1,14 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2 = 852 \text{ мм рт. ст.}$ воспользуемся правилом Бабо (уравнение VII.22). Температура кипения при атмосферном давлении $t_{к} = 120,2^\circ \text{С}$. Давление паров воды при $120,2^\circ \text{С}$ $p'_к = 1498 \text{ мм рт. ст.}$ Константу K находим из уравнения (VII.22)

$$K = \frac{p'_к}{p'_к} = \frac{760}{1498} = 0,507$$

Давление паров воды при температуре кипения $t_{к, ср}$

$$p'_к = \frac{852}{0,507} = 1683 \text{ мм рт. ст.}$$

Из таблиц для насыщенного водяного пара находим, что этому давлению соответствует $t_{к, ср} = 123,9^\circ \text{С}$. Отсюда, согласно уравнению (VII.18), температурный напор

$$\Delta t_{ср} = t - t_{к, ср} = 145 - 123,9 = 21,1^\circ \text{С}$$

Согласно уравнению (VII.3), количество переданного тепла

$$Q = k' F \Delta t_{ср} = 1100 \cdot 65 \cdot 21,1 = 1,51 \cdot 10^6 \text{ вт}$$

Для определения допустимого расхода исходного раствора воспользуемся уравнением теплового баланса (VII.16)

$$Q = S_0 (c_{р, к} t_{к} - c_{р, 0} t_0) + W (i'' - c_{р, к} t_{к})$$

Удельные теплоемкости $c_{р, 0}$ и $c_{р, к}$ исходного и упаренного растворов в зависимости от концентрации определяем с помощью приближенного уравнения

$$c_{р, 0} = (1 - c'_0) c_{в} + c'_0 c_{тв} = (1 - 0,12) 4190 + 0,12 \cdot 813 = 3770 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$$

$$c_{р, к} = (1 - c'_к) c_{в} + c'_к c_{тв} = (1 - 0,33) 4190 + 0,33 \cdot 813 = 3078 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$$

где удельная теплоемкость MgCl_2 $c_{тв} = 813 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$, а удельная теплоемкость воды $c_{в} = 4190 \text{ дж/(кг} \cdot \text{град)}$.

Выражаем количество вторичного пара через количество исходного раствора, зная концентрации исходного и упаренного растворов

$$W = S_0 \frac{c'_к - c'_0}{c'_к} = S_0 \frac{0,33 - 0,12}{0,33} = 0,637 S_0$$

Величина i'' представляет собой энтальпию перегретого водяного пара при $t_{к} = 120,2^\circ \text{С}$ и атмосферном давлении

$$i'' = i'' + c'_{п} (t_{к} - 100) = 2,67 \cdot 10^6 + 2010 (120,2 - 100) = 2,71 \cdot 10^6 \text{ дж/кг}$$

где $i'' = 2,67 \cdot 10^6 \text{ дж/кг}$ — энтальпия насыщенного водяного пара при атмосферном давлении; $c'_{п} = 2010 \text{ дж/кг}$ — средняя удельная теплоемкость перегретого пара в интервале $100-120^\circ \text{С}$.

Обычно в расчетах принимают, что пар является насыщенным, поскольку из сопоставления полученных значений i'' и i'' видно, что это допущение не вносит большой ошибки.

Подставив числовые значения величины в уравнение теплового баланса, получим допустимый расход исходного раствора

$$S_0 = \frac{1,51 \cdot 10^6}{3078 \cdot 120,2 - 3770 \cdot 20 + 0,637 (2,71 \cdot 10^6 - 3078 \cdot 120,2)} = 0,846 \text{ кг/сек} = 3050 \text{ кг/ч}$$

Пример VII. 17. Определить производительность выпарного аппарата с естественной внутренней циркуляцией, работающего в периодическом режиме, при концентрировании раствора от начальной концентрации $c'_0 = 5$ вес. % до конечной $c'_k = 40$ вес. %.

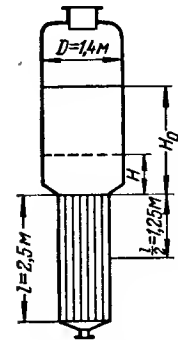


Рис. VII-8. Схема выпарного аппарата (к примеру VII. 17).

температуре, давлении и концентрации, но в непрерывном режиме.

Параметры раствора и коэффициенты теплопередачи при различных концентрациях раствора:

| | | | | | | |
|---|------|-------|-------|------|------|------|
| Концентрация раствора, вес. % | 5 | 10 | 15 | 20 | 30 | 40 |
| Температура кипения при атмосферном давлении $t_{к, ат}$, °C | 101 | 102,5 | 103,9 | 106 | 112 | 123 |
| Удельная теплоемкость c , Дж/(кг·град) | 4100 | 3980 | 3830 | 3700 | 3460 | 3200 |
| Плотность ρ , кг/м³ | 1040 | 1075 | 1110 | 1145 | 1210 | 1280 |
| Коэффициент теплопередачи k , Вт/(м²·град) | 1750 | 1640 | 1510 | 1320 | 950 | 410 |

Решение. Производительность зависит от продолжительности цикла $\tau_{ц}$

$$\tau_{ц} = \tau_{н} + \tau_{в} + \tau_{всп}$$

где $\tau_{н}$ — время нагревания до температуры кипения; $\tau_{в}$ — время, необходимое для выпаривания раствора; $\tau_{всп}$ — вспомогательное время (для загрузки, разгрузки и т. д.), определяемое по практическим данным.

Определение времени нагревания производим таким же образом, как для теплообменника, работающего в нестационарном режиме, т. е. по уравнению (VII.10)

$$\tau_{н} = \frac{Q_{н}}{k_{н} F \Delta t_{ср}}$$

Количество тепла, необходимого для нагревания

$$Q_{н} = G_0 c (t_{кип} - t_0) = 5,5 \cdot 1040 \cdot 4100 (101 - 20) = 1,9 \cdot 10^9 \text{ Дж}$$

Количество раствора G_0 , загружаемого в выпарный аппарат

$$G_0 = V \rho = 5,5 \cdot 1040 = 5720 \text{ кг}$$

Изменение температуры

$$150,6 \rightarrow t \rightarrow 150,6$$

$$t'_1 = 20 \rightarrow t''_1 = 101$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{101 - 20}{\ln \frac{150,6 - 20}{150,6 - 101}} = 84,2^\circ \text{C}$$

Время, необходимое для нагревания

$$\tau_{н} = \frac{1,9 \cdot 10^9}{380 \cdot 65 \cdot 84,2} = 916 \text{ сек} = 0,254 \text{ ч}$$

Время, необходимое для выпаривания раствора, определяем по уравнению (VII. 2), приведенному к виду

$$Q = \frac{dQ_{в}}{d\tau_{в}} = kF (t - t_{кип, ср})$$

Отсюда

$$\tau_{в} = \int_0^{Q_{в}} \frac{dQ_{в}}{kF (t - t_{кип, ср})}$$

Устанавливаем соотношения между количеством переданного тепла $Q_{в}$, коэффициентом теплопередачи k и средней температурой кипения $t_{кип, ср}$ для нескольких точек. Интегрирование проводим графическим способом.

Точка 0: концентрация $c' = c_0 = 5\%$, температура кипения при атмосферном давлении $t_{кип, 0} = 101^\circ \text{C}$, коэффициент теплопередачи $k_0 = 1750 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$. При этих условиях количество переданного тепла $Q_{в} = 0$.

Средняя температура кипения зависит от среднего давления $p_{ср}$, вычисляемого по уравнению (VII.24)

$$p_{ср} = p + H_{ср} \rho_{ср} g$$

Для упрощения расчетов принимаем

$$H_{ср} \rho_{ср} = \left(\frac{l}{2} \cdot \frac{\rho_{ср}}{\rho} + H \right) \rho$$

где H — высота жидкости над трубками без учета расширения слоя жидкости из-за присутствия пузырьков пара (см. рис. VII-8). Отношение между плотностью жидкости, кипящей в трубах, $\rho_{ср}$ и плотностью жидкости ρ принимаем равным 0,5.

Высота H определяется по уравнению

$$H = \frac{V - V_{тр} \frac{\rho_{ср}}{\rho}}{\pi \frac{D^2}{4} \rho}$$

где V — общий объем раствора в выпарном аппарате, м³; $V_{тр} = 1$ — объем трубного пространства, м³; $D = 1,4$ — диаметр сепарационной зоны, м.

В начале выпаривания

$$H_0 = \frac{5,72 - 1,05}{\pi \cdot \frac{1,4^2}{4}} = 3,4 \text{ м}$$

Среднее давление кипения

$$p_{\text{ср}} = 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 + \left(\frac{2,5}{2} \cdot 0,5 + 3,4 \right) 1040 \cdot 9,81 = 14,15 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

Так как давление кипения мало отличается от атмосферного давления, среднюю температуру кипения раствора можно определить путем прибавления величины температурной депрессии при нормальном давлении к температуре кипения воды при среднем давлении кипения

$$t_{\text{кип, ср}} = t'_{\text{кип}} + \Delta t_{\text{к}} = 109,6 + 1 = 110,6 \text{ }^\circ\text{C}$$

где $109,6^\circ\text{C}$ — температура кипения воды при $p_{\text{ср}} = 14,09 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$; $\Delta t_{\text{к}} = 1^\circ\text{C}$ — температурная депрессия (см. температуры кипения раствора на стр. 226).

Определяем величину, обратную тепловому потоку

$$\frac{1}{k_0 F (t - t_{\text{кип, ср}})} = \frac{1}{1750 \cdot 65 (150,6 - 110,6)} = 2,2 \cdot 10^{-7} \text{ вт}^{-1}$$

Точка 1: концентрация $c'_1 = 10\%$, температура кипения при атмосферном давлении $t_{\text{к}, 1} = 102,5^\circ\text{C}$, коэффициент теплопередачи $k_1 = 1640 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Количество раствора, оставшегося в выпарном аппарате

$$G_1 = G_0 \frac{c'_0}{c'_1} = 5720 \frac{0,05}{0,10} = 2860 \text{ кг}$$

Количество образовавшегося пара

$$W_1 = G_0 - G_1 = 2860 \text{ кг}$$

Количество тепла, израсходованного на испарение [из теплового баланса (VII.16)]

$$Q_{\text{в}} = G_0 (c_1 t_{\text{к}, 1} - c_0 t_{\text{к}, 0}) + W (i'' - c_1 t_{\text{к}, 1}) = 5720 (3980 \cdot 102,5 - 4100 \cdot 101) + 2860 (2,68 \cdot 10^6 - 3980 \cdot 102,5) = 6,47 \cdot 10^9 \text{ Дж}$$

где удельные теплоемкости в зависимости от концентрации приняты по данным, приведенным на стр. 226; энтальпия насыщенного пара $i'' = 2,68 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$.

Объем раствора, оставшегося в выпарном аппарате

$$V_1 = \frac{G_1}{\rho_1} = \frac{2860}{1075} = 2,66 \text{ м}^3$$

Высота жидкости над трубами

$$H_1 = \frac{2,66 - 0,5}{\pi \cdot \frac{1,4^2}{4}} = 1,4 \text{ м}$$

Среднее давление кипения

$$p_{\text{ср}} = 10,13 \cdot 10^4 + \left(\frac{2,5}{2} \cdot 0,5 + 1,4 \right) 1075 \cdot 9,81 = 12,27 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

Средняя температура кипения

$$t_{\text{кип, ср}} = t'_{\text{кип}} + \Delta t_{\text{к}} = 105,6 + 3,9 = 109,5^\circ\text{C}$$

Определяем величину, обратную тепловому потоку

$$\frac{1}{k_1 F (t - t_{\text{кип, ср}})} = \frac{1}{1640 \cdot 65 (150,6 - 109,5)} = 2,28 \cdot 10^{-7} \text{ вт}^{-1}$$

Проведя аналогичные вычисления для остальных точек, получим значения, приведенные ниже:

| | | | | | | |
|--|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Точка | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Концентрация раствора c , вес. % | 5 | 10 | 15 | 20 | 30 | 40 |
| Количество раствора в выпарном аппарате G , кг | 5720 | 2860 | 1910 | 1430 | 955 | 715 |
| Количество тепла, необходимое для выпаривания, $Q_{\text{в}} \cdot 10^{-9}$, Дж | 0 | 6,47 | 8,22 | 9,29 | 10,27 | 10,84 |
| Высота жидкости над трубами H , м | 3,25 | 1,4 | 0,785 | 0,49 | 0,19 | 0,068 |
| Среднее давление кипения $p_{\text{ср}} \cdot 10^{-4}$, н/м ² | 14,09 | 12,27 | 11,66 | 11,43 | 11,10 | 11,0 |
| Средняя температура кипения $t_{\text{кип, ср}}$, $^\circ\text{C}$ | 110,6 | 109,5 | 108,0 | 109,4 | 114,7 | 125,4 |
| $\frac{1}{kF (t - t_{\text{кип, ср}})} \cdot 10^{-7}$, вт ⁻¹ | 2,2 | 2,28 | 2,39 | 2,83 | 4,51 | 14,9 |

Для определения времени, необходимого для выпаривания, строим график (рис. VII-9) зависимости величины, обратной тепловому потоку, от количества переданного тепла. Площадь, ограниченная кривой, осью абсцисс и вертикалями $Q_0 = 0$ и $Q_{\text{в}} = 10,84 \cdot 10^9 \text{ Дж}$, $F = 7,06 \text{ см}^2$. Единице площади соответствует

$$m_F = 2 \cdot 10^{-7} \text{ сек/}(\text{Дж} \cdot \text{см}) \cdot 2 \cdot 10^9 \text{ Дж/см} = 4 \cdot 10^2 \text{ сек/см}^2$$

Следовательно, время выпаривания

$$\tau_{\text{в}} = F m_F = 7,06 \cdot 4 \cdot 10^2 = 2824 \text{ ссек} = 0,785 \text{ ч}$$

а продолжительность цикла (если вспомогательное время принято равным $0,35 \text{ ч}$) составляет

$$\tau_{\text{ц}} = 0,254 + 0,785 + 0,35 = 1,4 \text{ ч}$$

Производительность выпарного аппарата $G = \frac{G_0}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{5720}{1,4} \approx 4000 \text{ кг/ч}$ разбавленного раствора.

Определим производительность того же выпарного аппарата при его работе в непрерывном режиме.

Количество тепла, передаваемого раствору в единицу времени

$$Q = kF (t - t_{\text{кип, ср}}) = 410 \cdot 65 (150,6 - 125,4) = 6,72 \cdot 10^5 \text{ вт}$$

Так как для выпарных аппаратов с естественной циркуляцией концентрация раствора внутри аппарата практически равна его конечной концентрации, то коэффициент теплопередачи и средняя температура кипения соответствуют $c_{\text{к}} = 40\%$.

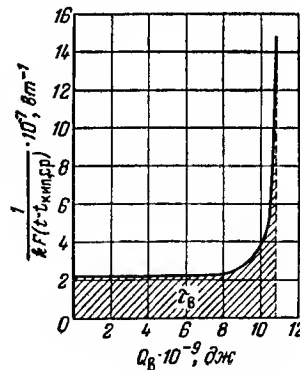


Рис. VII-9. К определению времени выпаривания в примере VII-17.

Удельный расход тепла на концентрирование 1 кг исходного раствора

$$Q_{уд} = \frac{Q_H + Q_B}{G_0} = \frac{1,9 \cdot 10^6 + 10,84 \cdot 10^6}{5720} = 2,23 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$$

Следовательно, производительность аппарата в непрерывном режиме

$$G' = \frac{Q}{Q_{уд}} = \frac{6,72 \cdot 10^5}{2,23 \cdot 10^6} = 0,302 \text{ кг/сек} \approx 1100 \text{ кг/ч}$$

В связи с тем что производительность выпарного аппарата с внутренней циркуляцией при непрерывном режиме оказалась существенно ниже, чем при периодическом, целесообразно применить ступенчатую выпарку, так как при меньшей разности между начальной и конечной концентрациями производительность аппаратов непрерывного действия выше производительности периодически действующих аппаратов. Кроме того, при значительном изменении концентрации в одном аппарате непрерывного действия целесообразно применить прямоточный пленочный выпарной аппарат, в котором выпаривание происходит при однократном прохождении раствора через аппарат, без циркуляции.

Пример VII. 18. Рассчитать трехкорпусную выпарную установку для выпаривания раствора NaOH от начальной концентрации $c'_0 = 14$ вес. % до конечной концентрации $c'_k = 50$ вес. %. Расход исходного раствора $S_0 = 7300 \text{ кг/ч}$; давление пара, обогревающего первый корпус, $p_0 = 6 \text{ ат}$; давление вторичного пара в последнем корпусе $p_3 = 0,1 \text{ ат}$; начальная температура исходного раствора $t_0 = 20^\circ \text{C}$. Раствор и пар движутся противотоком. Поверхности теплообмена всех корпусов должны быть равны между собой. Применить выпарные аппараты с естественной внутренней циркуляцией.

Решение. Направления потоков раствора и пара, а также применяемые обозначения показаны на рис. VII-10.

Запишем систему уравнений, характеризующих процесс.

Материальный баланс корпусов, согласно уравнению (VII. 26)

$$(S_0 - W_1 - W_2 - W_3) c'_k = (S_0 - W_2 - W_3) c'_2 = (S_0 - W_3) c'_3 = S_0 c'_0 \quad (1)-(3)$$

Тепловой баланс корпусов, согласно уравнению (VII.27)

$$D_0 r_0 = (S_0 - W_2 - W_3) (i_1 - i_2) + W_1 (i''_1 - i_1) \quad (4)$$

$$W_1 r_1 = (S_0 - W_3) (i_2 - i_3) + W_2 (i''_2 - i_2) \quad (5)$$

$$W_2 r_2 = S_0 (i_3 - i_0) + W_3 (i''_3 - i_3) \quad (6)$$

Уравнения теплопередачи корпусов, согласно (VII. 28)

$$D_0 r_0 = k_1 F (t'_0 - t_{cp, 1}) \quad (7)$$

$$W_1 r_1 = k_2 F (t'_1 - t_{cp, 2}) \quad (8)$$

$$W_2 r_2 = k_3 F (t'_2 - t_{cp, 3}) \quad (9)$$

Так как зависимости большинства величин, входящих в эти уравнения (энтальпии растворов и пара, коэффициентов теплопередачи и т. д.), от температуры не могут быть представлены аналитически, решить систему (1)–(9) аналитическим путем нельзя. Используем для ее решения метод последовательных приближений (см. также гл. I).

Методика решения системы уравнений (1)–(9). Делим ее на две группы: систему балансовых уравнений (1)–(6) и систему уравнений теплопередачи (7)–(9). Система уравнений теплового и материального балансов становится определенной, если подставить в нее значения неизвестных температур t'_1 и t'_2 (температуры вторичного насыщенного пара, выделяющегося в первых двух корпусах). Поэтому принимаем в качестве нулевого приближения значения температур t'_1 и t'_2 и подставляем их в балансовые уравнения. При этом получим первое приближение для количеств образующегося пара и концентраций раствора в корпусах. Эти значения подставляем в систему уравнений теплопередачи. При этом получаем, также в первом приближении, значения температуры пара, образующегося в первых двух корпусах, и величины поверхностей теплообмена. Повторяем расчет, исходя на этот раз из значений температур t'_1 и t'_2 , полученных в первом приближении, и т. д. Система считается решенной, когда n -е приближение дает значения, настолько близкие к значениям, вычисленным в $(n-1)$ -ом приближении, что их можно считать равными.

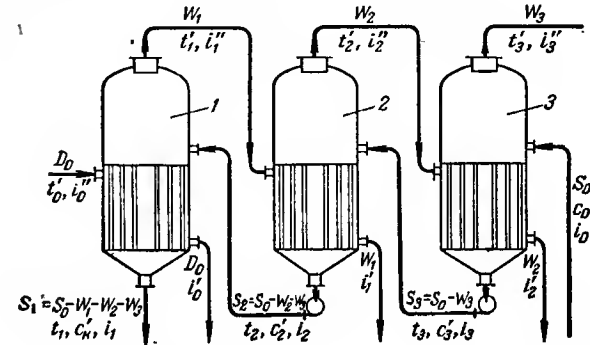


Рис. VII-10. Схема трехкорпусной выпарной установки.

Выбор величин для нулевого приближения. Так как решение системы находится тем быстрее, чем ближе к истинным значениям, принятые за нулевое приближение, то для выбора этих значений рекомендуется сначала решить систему уравнений приближенно.

Оценку температур t'_1 и t'_2 для нулевого приближения можно получить следующим методом.

Количество исходного раствора

$$S_0 = \frac{7200}{3600} = 2 \text{ кг/сек}$$

Общее количество выпариваемой воды

$$W = W_1 + W_2 + W_3 = S_0 \left(1 - \frac{c'_0}{c'_k}\right) = 2 \left(1 - \frac{0,14}{0,5}\right) = 1,44 \text{ кг/сек}$$

Оценку промежуточных значений концентраций получим, приняв, что во всех корпусах вода выпаривается поровну

$$W_1 = W_2 = W_3 = \frac{W}{3} = 0,481 \text{ кг/сек}$$

Согласно материальному балансу, промежуточные концентрации имеют следующие значения

$$c'_2 = \frac{S_0 c'_0}{S_0 - W_2 - W_3} = \frac{2 \cdot 0,14}{2 - 2 \cdot 0,481} = 0,269$$

$$c'_3 = \frac{S_0 c'_0}{S_0 - W_3} = \frac{2 \cdot 0,14}{2 - 0,481} = 0,184$$

Концентрация в первом выпарном аппарате равна конечной концентрации: $c'_1 = c'_K = 0,5$.

Общая разность температур для всей установки

$$\Delta t_{\text{общ}} = \sum_{i=1}^{i=3} (t'_{i-1} - t'_i) = t'_0 - t'_3 = 158,1 - 45,5 = 112,6^\circ \text{C}$$

здесь температура насыщенного пара при $p = 6 \text{ ат}$ $t'_0 = 158,1^\circ \text{C}$, а температура пара при $p = 0,1 \text{ ат}$ $t'_3 = 45,5^\circ \text{C}$.

Температуры кипения раствора при средних давлениях в корпусах отличаются от температур вторичного пара (считаем его насыщенным)

$$t_{\text{кр}, i} = t'_i + \Delta t_{\text{э}, i} + \Delta t_{\text{г}, i}$$

благодаря эбулископическому и гидростатическому эффектам.

Температурную депрессию обычно ориентировочно принимают независимой от давления. Значения эбулископической температурной депрессии* для концентраций $c'_1 = 50\%$, $c'_2 = 26,9\%$, $c'_3 = 18,4\%$

$$\Delta t_{\text{э}, 1} = 43^\circ \text{C}; \Delta t_{\text{э}, 2} = 15^\circ \text{C}; \Delta t_{\text{э}, 3} = 9^\circ \text{C}$$

Наибольшая гидростатическая температурная депрессия наблюдается в третьем корпусе. Так как $\Delta t_{\text{э}}$ считается независимой от давления, то $\Delta t_{\text{г}}$ ориентировочно можно отнести к воде.

Среднее давление кипения в третьем корпусе находим по уравнению (VII. 24)

$$p_{\text{кр}, 3} = p_3 + H_{\text{кр}} \rho_{\text{кр}} g = 0,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 + \frac{2,5}{2} \cdot 0,3 \cdot 1205 \cdot 9,81 = 1,424 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$$

где глубина $H_{\text{кр}}$ равна половине длины труб кипятыльника, принятой равной 2,5 м; плотность 18,4%-ного раствора NaOH $\rho = 1205 \text{ кг/м}^3$; средняя плотность кипящей жидкости $\rho_{\text{кр}} = 0,3 \rho$.

Температура кипения при давлении $p_{\text{кр}, 3}$ (Приложение XI) $t'_{\text{кр}, 3} = 52,8^\circ \text{C}$, а гидростатическая температурная депрессия в третьем корпусе

$$\Delta t_{\text{г}, 3} = t'_{\text{кр}, 3} - t'_3 = 52,8 - 45,5 = 7,3^\circ \text{C}$$

Аналогично определяем гидростатическую температурную депрессию и в остальных корпусах, получая при этом $\Delta t_{\text{г}, 2} = 2,5^\circ \text{C}$ и $\Delta t_{\text{г}, 1} = 1^\circ \text{C}$.

Полезная разность температур для всей установки получается вычитанием суммы температурных потерь из общей разности температур

$$\Delta t_{\text{п}} = \sum_{i=1}^{i=3} (t'_{i-1} - t_{\text{кр}, i}) = \Delta t_{\text{об}} - \sum_{i=1}^{i=3} (\Delta t_{\text{э}, i} + \Delta t_{\text{г}, i}) - \sum \Delta t_{\text{пот}} = 112,6 - (43 + 15 + 9 + 1 + 2,5 + 7,3) - 2 = 32,8^\circ \text{C}$$

* Для уменьшения ошибки, получаемой вследствие допущения о независимости температурной депрессии от давления, величины $\Delta t_{\text{э}, i}$ взяты здесь при приближенных значениях давления в корпусах: $p_1 = 1,05 \text{ ат}$; $p_2 = 0,4 \text{ ат}$; $p_3 = 0,1 \text{ ат}$.

где $\sum \Delta t_{\text{пот}} = 2^\circ$ — сумма дополнительных температурных потерь, возникающих главным образом вследствие гидравлических сопротивлений в паропроводах между корпусами. Между первым и вторым и между вторым и третьим корпусами температурная потеря вследствие гидравлических сопротивлений принимается равной 1°C .

Делим полезную разность температур $\Delta t_{\text{п}}$ по корпусам приблизительно по-ровну*

$$\Delta t_{\text{кр}, 1} = 11,9^\circ \text{C}; \Delta t_{\text{кр}, 2} = 11^\circ \text{C}; \Delta t_{\text{кр}, 3} = 11^\circ \text{C}$$

Определяем температуры кипения раствора в корпусах для нулевого приближения (значение $t'_3 = 45,5^\circ \text{C}$ известно из условий задачи)

$$t_{\text{кр}, 3} = t'_3 + \Delta t_{\text{э}, 3} + \Delta t_{\text{г}, 3} = 45,5 + 9 + 7,3 = 61,8^\circ \text{C}$$

$$t'_2 = t_{\text{кр}, 3} + \Delta t_{\text{кр}, 3} + \Delta t_{\text{пот}} = 61,8 + 11 + 1 = 73,8^\circ \text{C}$$

$$t_{\text{кр}, 2} = t'_2 + \Delta t_{\text{э}, 2} + \Delta t_{\text{г}, 2} = 73,8 + 15 + 2,5 = 91,3^\circ \text{C}$$

$$t'_1 = t_{\text{кр}, 2} + \Delta t_{\text{кр}, 2} + \Delta t_{\text{пот}} = 91,3 + 11 + 1 = 103,3^\circ \text{C}$$

$$t_{\text{кр}, 1} = t'_1 + \Delta t_{\text{э}, 1} + \Delta t_{\text{г}, 1} = 103,3 + 43 + 1 = 147,3^\circ \text{C}$$

Решение системы уравнений теплового и материального балансов в первом приближении. Подставив значения температур $t'_1 = 103,3^\circ \text{C}$ и $t'_2 = 73,8^\circ \text{C}$, полученные в качестве нулевого приближения, переходим к решению системы уравнений теплового и материального балансов. Поскольку энтальпия раствора зависит не только от температуры, но и от концентрации, решение частной системы получаем также методом последовательных приближений, используя ту же схему, что и при решении полной системы. Делим систему балансовых уравнений на две части: систему уравнений материального баланса и систему уравнений теплового баланса, и принимаем произвольные значения для количеств образующегося пара W_i , с помощью которых определяем промежуточные концентрации; определяем энтальпии растворов и решаем уравнения теплового баланса, получая в первом приближении значения количеств образующегося пара W_i ; если эти значения практически не совпадают с произвольно принятыми, расчет повторяют снова.

* Если имеются сведения об изменении коэффициентов теплопередачи от корпуса к корпусу, то распределение полезной разности температур рекомендуется производить, исходя из соотношения

$$\frac{W_1}{k_1 \Delta t_{\text{кр}, 1}} = \frac{W_2}{k_2 \Delta t_{\text{кр}, 2}} = \frac{W_3}{k_3 \Delta t_{\text{кр}, 3}}$$

Это предполагает, однако, и знание количеств полученного по корпусам пара.

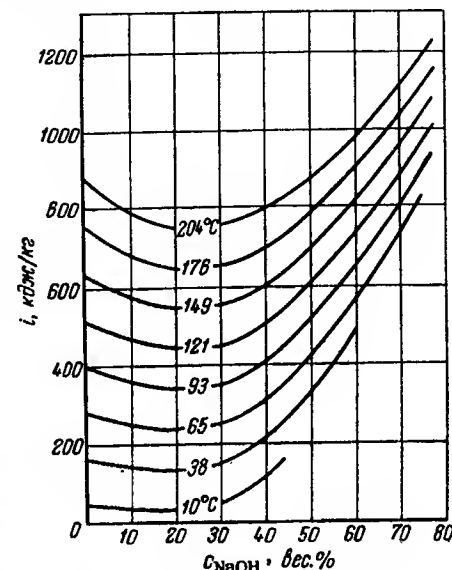


Рис. VII-11. Зависимость энтальпии растворов NaOH i от температуры t и концентрации c_{NaOH} .

Примем произвольные значения W_i (те же значения, что и в нулевом приближении для всей системы)

$$W_1 = W_2 = W_3 = 0,481 \text{ кг/сек}; \quad c'_2 = 0,269; \quad c'_3 = 0,184$$

При температурах, соответствующих проведенному выше распределению полезной разности температур по корпусам в нулевом приближении, и отвечающих им концентрациям из таблиц (см. также рис. VII-11), получим следующие значения термодинамических параметров системы:

$$\begin{aligned} r_0 &= 2,09 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг (при } p = 6 \text{ ат)} \\ r_1 &= 2,25 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг (при } t'_1 = 103,3^\circ \text{С)} \\ r_2 &= 2,32 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг (при } t'_2 = 73,8^\circ \text{С)} \\ i_0 &= 8,3 \cdot 10^4 \text{ Дж/кг (при } t_0 = 20^\circ \text{С и } c'_0 = 14\%) \\ i_1 &= 67,8 \cdot 10^4 \text{ Дж/кг (при } t_{\text{ср},1} = 147,3^\circ \text{С и } c'_k = 50\%) \\ i_2 &= 32,3 \cdot 10^4 \text{ Дж/кг (при } t_{\text{ср},2} = 91,3^\circ \text{С и } c'_2 = 26,9\%) \\ i_3 &= 11,3 \cdot 10^4 \text{ Дж/кг (при } t_{\text{ср},3} = 61,8^\circ \text{С и } c'_3 = 18,4\%) \\ i''_1 &= 2,68 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг (при } t'_1 = 103,3^\circ \text{С)} \\ i''_2 &= 2,63 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг (при } t'_2 = 73,8^\circ \text{С)} \\ i''_3 &= 2,58 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг (при } t'_3 = 45,5^\circ \text{С)} \end{aligned}$$

Подставив указанные значения в уравнения теплового баланса, получим систему уравнений

$$\begin{aligned} D_0 \cdot 2,09 \cdot 10^6 &= (2 - W_2 - W_3) (67,8 \cdot 10^4 - 32,3 \cdot 10^4) + W_1 (2,68 \cdot 10^6 - 67,8 \cdot 10^4) \\ W_1 \cdot 2,25 \cdot 10^6 &= (2 - W_3) \cdot (32,3 \cdot 10^4 - 11,3 \cdot 10^4) + W_2 (2,63 \cdot 10^6 - 32,3 \cdot 10^4) \\ W_2 \cdot 2,32 \cdot 10^6 &= 2 (11,3 \cdot 10^4 - 8,3 \cdot 10^4) + W_3 (2,58 \cdot 10^6 - 11,3 \cdot 10^4) \\ W_1 + W_2 + W_3 &= 1,44 \end{aligned}$$

В результате решения этой системы получаем $W_1 = 0,607 \text{ кг/сек}; W_2 = 0,442 \text{ кг/сек}; W_3 = 0,391 \text{ кг/сек}.$

Так как полученные количества образующегося пара существенно отличаются от принятых, то в качестве исходных данных для следующего приближения принимаем количества пара, полученные в предыдущем приближении.

Определяем промежуточные концентрации

$$\begin{aligned} c'_2 &= \frac{2 \cdot 0,14}{2 - 0,442 - 0,391} = 0,240 \\ c'_3 &= \frac{2 \cdot 0,14}{2 - 0,391} = 0,174 \end{aligned}$$

Определяем эбулиоскопическую и гидростатическую температурные депрессии:

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{э},3} &= 8^\circ \text{С}; \quad \Delta t_{\text{э},2} = 12^\circ \text{С} \\ \Delta t_{\text{г},3} &= 6,0^\circ \text{С}; \quad \Delta t_{\text{г},2} = 2,5^\circ \text{С} \end{aligned}$$

Таким образом, получим следующие значения температур кипения во втором и третьем корпусах

$$t_{\text{ср},2} = t'_2 + \Delta t_{\text{э},2} + \Delta t_{\text{г},2} = 73,8 + 12 + 2,5 = 88,3^\circ \text{С}$$

$$t_{\text{ср},3} = t'_3 + \Delta t_{\text{э},3} + \Delta t_{\text{г},3} = 45,5 + 8 + 6 = 59,5^\circ \text{С}$$

(температура t'_2 остается такой же, что и в нулевом приближении).

Определив значения энтальпий i_3 и i_2 по вновь полученным температурам и концентрациям и подставив их в уравнения теплового баланса, получим следующие значения количеств образующегося пара и концентраций раствора:

$$\begin{aligned} W_1 &= 0,603; \quad W_2 = 0,443; \quad W_3 = 0,394 \\ c'_2 &= 0,24 \quad c'_3 = 0,174 \end{aligned}$$

Как видно, эти значения практически равны полученным в предыдущем приближении. Величины, полученные при решении (в первом приближении) балансовых уравнений, сведены в табл. VII-2.

Т а б л и ц а VII-2. Величины, полученные при решении балансовых уравнений

| Приближение | Температура, °С | | | | | | Количество, кг/сек | | | | Концентрация, вес. % | |
|-------------|-------------------|--------|-------------------|--------|-------------------|--------|--------------------|-------|-------|-------|----------------------|--------|
| | $t_{\text{ср},1}$ | t'_1 | $t_{\text{ср},2}$ | t'_2 | $t_{\text{ср},3}$ | t'_3 | D_0 | W_1 | W_2 | W_3 | c'_2 | c'_3 |
| 0 | — | — | — | — | — | — | — | 0,481 | 0,481 | 0,481 | 26,9 | 18,4 |
| I | 147,3 | 103,3 | 91,3 | 73,8 | 61,8 | 45,5 | — | 0,607 | 0,442 | 0,391 | 24,0 | 17,4 |
| II | 147,3 | 103,3 | 88,3 | 73,8 | 59,5 | 45,5 | 0,783 | 0,603 | 0,443 | 0,394 | 24,05 | 17,42 |

Решение системы уравнений теплопередачи в первом приближении.

Значения количеств образующегося пара, полученные в первом приближении, позволяют определить температуру t'_1 и t'_2 , а также поверхность теплообмена выпарного аппарата на основании уравнений (7)–(9).

Определение коэффициентов теплопередачи. Коэффициенты теплопередачи, отнесенные к внутренней поверхности труб, определяем по уравнению (VI.79)

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_p} + \frac{\delta_{\text{от}}}{\lambda_{\text{от}}} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}}} \cdot \frac{r_{\text{вн}}}{r_{\text{ср}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{п}}} \cdot \frac{r_{\text{вн}}}{r_{\text{н}}}$$

Выбираем трубы диаметром 38/31 мм. Толщина стенки $\delta_{\text{тр}} = 0,0035 \text{ м}$, внутренний и наружный радиусы — $r_{\text{вн}} = 0,0155 \text{ м}; r_{\text{н}} = 0,019 \text{ м}$. Теплопроводность стенки трубки $\lambda_{\text{тр}} = 45 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$; теплопроводность слоя отложений $\lambda_{\text{от}}/\delta_{\text{от}} = 4000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

Коэффициент теплоотдачи на стороне кипящего раствора определяем по формуле (VI.64), приведенной к виду

$$\alpha_p = A q^{0,6}$$

где q — тепловая нагрузка, Вт/м^2 ; A — коэффициент, зависящий от температуры и концентрации, значение которого для растворов NaOH можно определить по рис. VII-12.

Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара определяем по формуле

$$\alpha_{\text{п}} = A' (qH)^{-1/4}$$

где H — длина трубок выпарного аппарата; A' — коэффициент, зависящий от температуры пленки конденсата, значение которого можно определить по рис. VII-13.

Т а б л и ц а VII-3. Значения коэффициентов А и А'

| Корпус | $A, \text{вт}^{0,4} \cdot \text{м}^{-0,8} \cdot \text{град}^{-1}$ | $A', \text{вт}^{4/3} \cdot \text{м}^{-7/3} \cdot \text{град}^{-1}$ |
|--------|---|--|
| 1 | 4,3 | $3,73 \cdot 10^5$ |
| 2 | 6,6 | $3,10 \cdot 10^5$ |
| 3 | 6 | $3,02 \cdot 10^5$ |

Значения коэффициентов А и А', принятые при расчете коэффициентов теплоотдачи, приведены в табл. VII-3 (температуры и концентрации, при которых они определялись, приведены в табл. VII-2, причем температура пленки конденсата принята на 1°C меньше температуры конденсации пара).

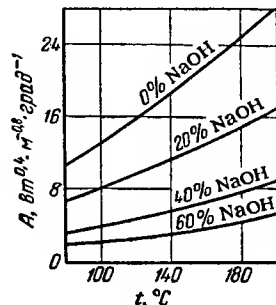


Рис. VII-12. Зависимость коэффициента А от температуры кипения t и концентрации NaOH.

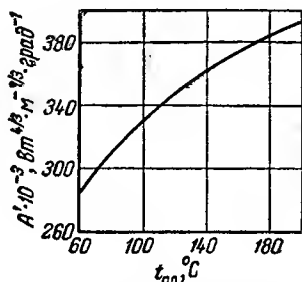


Рис. VII-13. Зависимость коэффициента А' от температуры пленки конденсата t .

Исходя из указанных значений А и А', получаем следующие выражения для коэффициентов теплопередачи:

$$\frac{1}{k_1} = \frac{1}{4,3 \cdot q_1^{0,6}} + 3,13 \cdot 10^{-4} + \frac{q_1^{1/3}}{2,74 \cdot 10^5}$$

$$\frac{1}{k_2} = \frac{1}{6,6 \cdot q_2^{0,6}} + 3,13 \cdot 10^{-4} + \frac{q_2^{1/3}}{2,28 \cdot 10^5}$$

$$\frac{1}{k_3} = \frac{1}{6,6 \cdot q_3^{0,6}} + 3,13 \cdot 10^{-4} + \frac{q_3^{1/3}}{2,21 \cdot 10^5}$$

Поскольку коэффициенты теплопередачи зависят от неизвестных температур t'_1 и t'_2 неявно (через тепловую нагрузку), решение системы уравнений (7)—(9) находим методом подбора. Принимаем произвольное значение поверхности теплообмена F и определяем тепловую нагрузку по соотношению

$$q_i = \frac{W_{t-i} r_{i-1}}{F}$$

Из вышеприведенных выражений по полученному значению тепловой нагрузки определяем коэффициенты теплопередачи. Для проверки значения F пользуемся соотношением, непосредственно вытекающим из системы уравнений (7)—(9)

$$F = \frac{\sum_{i=1}^3 \frac{q_i}{k_i}}{\Delta t_{\Pi}}$$

При этом полезная разность температур:

$$\Delta t_{\Pi} = \Delta t_{об} - \sum_{i=1}^3 (\Delta t_{э, i} + \Delta t_{г, i}) - \sum \Delta t_{пот} = 158,1 - 45,5 - (43 + 12 + 8 + 1 + 2,5 + 6) - 2 = 38,1^\circ\text{C}$$

Результаты расчета приведены в табл. VII-4.

Т а б л и ц а VII-4. Значения коэффициентов теплопередачи

| Приближение | Поверхность теплообмена, м^2 | | Коэффициент теплопередачи, $\text{вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ | | |
|-------------|---------------------------------------|-------------|---|-------|-------|
| | принятая | вычисленная | k_1 | k_2 | k_3 |
| I | 130 | 116 | 878 | 1006 | 862 |
| II | 108 | 111,5 | 889 | 1060 | 910 |
| III | 113 | 113,2 | 875 | 1048 | 897 |

Последний результат считаем удовлетворительным. По полученному значению поверхности определяем неизвестные температуры t'_1 и t'_2 из уравнений (7) и (9), приведенных к виду

$$D_0 r_0 = k_1 F (t'_0 - t'_1 - \Delta t_{э, 1} - \Delta t_{г, 1})$$

$$W_2 r_2 = k_3 F (t'_2 - t'_3 = \Delta t_{э, 3} - \Delta t_{г, 3})$$

Таким образом

$$t'_1 = 158,1 - 43 - 1 - \frac{0,783 \cdot 2,09 \cdot 10^8}{875 \cdot 113,2} = 97,5^\circ\text{C}$$

$$t'_2 = 45,5 + 8 + 6 + 1 + \frac{0,443 \cdot 2,32 \cdot 10^8}{897 \cdot 113,2} = 70,6^\circ\text{C}$$

Так как вычисленные значения температур t'_1 и t'_2 существенно отличаются от принятых, необходимо повторить расчеты, на этот раз исходя из величин, полученных в первом приближении.

Полученные в результате последовательных приближений основные характеристики системы приведены в табл. VII-5.

Из этой таблицы видно, что величины, полученные во втором приближении, достаточно близки к полученным в предыдущем приближении, так что расчет можно считать законченным.

По величине внутренней поверхности теплообмена определяем количество труб

$$n = \frac{F}{\pi d_{вн} H} = \frac{116,2}{\pi \cdot 0,031 \cdot 2,5} = 480 \text{ шт.}$$

Таблица VII-5. Основные характеристики системы, полученные методом последовательных приближений

| Приближение | Расход, кг/сек | | | | Температура, °C | | Поверхность, $F, м^2$ | Концентрация, % | |
|-------------|----------------|-------|-------|-------|-----------------|--------|-----------------------|-----------------|--------|
| | D_0 | W_1 | W_2 | W_3 | t'_1 | t'_2 | | c'_2 | c'_3 |
| 0 | — | — | — | — | 103,3 | 73,8 | — | — | — |
| I | 0,783 | 0,603 | 0,443 | 0,394 | 97,5 | 70,6 | 113,2 | 24,05 | 17,42 |
| II | 0,771 | 0,593 | 0,448 | 0,399 | 98,0 | 70,5 | 116,2 | 24,3 | 17,5 |

Пример VII. 19. Рассчитать теплообменник для конденсации $G = 15\,000$ кг/ч изобутана при давлении $p = 7$ ат. В конденсатор подается перегретый пар при температуре $t'_2 = 95^\circ\text{C}$. Температура конденсации $t_k = 52^\circ\text{C}$. Для охлаждения используется вода, которая нагревается от $t'_1 = 20^\circ\text{C}$ до $t''_1 = 35^\circ\text{C}$. Для изготовления конденсатора использовать трубы диаметром 25/21 мм.

В расчетах принять следующие коэффициенты теплоотдачи: для перегретого пара $\alpha'_2 = 220$ Вт/(м²·град); для конденсирующегося пара $\alpha_2 = 1500$ Вт/(м²·град); для охлаждающей воды $\alpha_1 = 2800$ Вт/(м²·град).

Так как из воды могут отлагаться соли, вызывающие загрязнение поверхности, следует пустить ее по трубам.

Решение. Делим конденсатор на две зоны (охлаждения пара и конденсации), каждую зону рассчитываем отдельно, используя формулу (VII 3)

Приход тепла:

теплота перегрева

$$Q_1 = Gc(t'_2 - t_k) = \frac{15\,000}{3600} 1840 (95 - 52) = 330\,000 \text{ Вт}$$

где удельная теплоемкость паров изобутана $c = 0,44$ ккал/(кг·град) = 1840 Дж/(кг·град)
теплота конденсации

$$Q_2 = Gr = \frac{15\,000}{3600} 3,18 \cdot 10^5 = 1\,325\,000 \text{ Вт}$$

теплота парообразования изобутана $r = 76$ ккал/кг = $3,18 \cdot 10^5$ Дж/кг.

Температуру t_1 охлаждающей воды после прохождения зоны охлаждения определяем из теплового баланса. При противотоке пара и воды расход воды

$$G_1 = \frac{Q_2}{t_1 - t'_1} = \frac{Q_1 + Q_2}{t''_1 - t'_1}$$

Отсюда

$$t_1 = 20 + \frac{13,25 \cdot 10^5}{(13,25 + 3,3) \cdot 10^5} (35 - 20) = 32,2^\circ\text{C}$$

Средний температурный напор находим по уравнению (VII. 7).

Для зоны охлаждения

$$\left. \begin{array}{l} t_k = 52 \leftarrow t'_2 = 95 \\ t_1 = 32,2 \rightarrow t''_1 = 35 \end{array} \right\} \Delta t_{\text{ср}} = \frac{(95 - 35) - (52 - 32,2)}{\ln \frac{95 - 35}{52 - 32,2}} = 36,4^\circ\text{C}$$

Для зоны конденсации

$$\left. \begin{array}{l} t_k = 52 \leftarrow t_k = 52 \\ t'_1 = 20 \rightarrow t''_1 = 32,2 \end{array} \right\} \Delta t_{\text{ср}} = \frac{(52 - 20) - (52 - 32,2)}{\ln \frac{52 - 20}{52 - 32,2}} = 25,5^\circ\text{C}$$

Общую длину труб определяем по уравнению

$$nl = \frac{Q}{2\pi \Delta t_{\text{ср}}} \left(\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{\text{от}}}{\lambda_{\text{от}} r_{\text{от}}} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}} r_{\text{тр, ср}}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} \right)$$

где внутренний радиус $r_1 = 0,0105$ м; теплопроводность слоя отложений $\lambda_{\text{от}}/\delta_{\text{от}} = 3000$ Вт/(м²·град); теплопроводность материала трубки $\lambda_{\text{тр}} = 45$ Вт/(м·град); наружный радиус труб $r_2 = 0,0125$ м; средний радиус труб $r_{\text{тр, ср}} = \frac{0,0125 + 0,0105}{2} = 0,0115$ м.

Общая длина труб, соответствующая зоне охлаждения

$$nl_1 = \frac{330\,000}{2\pi \cdot 36,4} \left(\frac{1}{2800 \cdot 0,0105} + \frac{1}{3000 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{220 \cdot 0,0125} \right) = 625 \text{ м}$$

Общая длина труб, соответствующая зоне конденсации

$$nl_2 = \frac{1\,325\,000}{2\pi \cdot 25,5} \left(\frac{1}{2800 \cdot 0,0105} + \frac{1}{3000 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{1500 \cdot 0,0125} \right) = 1020 \text{ м}$$

Общая длина труб в обеих зонах

$$nl = 625 + 1020 = 1645 \text{ м}$$

Выбираем теплообменник с неподвижными трубными решетками, состоящий из 745 труб.

Длина теплообменника

$$l = \frac{1645}{745} = 2,21 \text{ м}$$

Устанавливаем нормализованный теплообменник длиной $l = 2,5$ м и диаметром $D = 1$ м.

Пример VII.20. В конденсаторе при давлении $p = 2$ ат конденсируется смесь паров следующего состава (в мольных долях): бутан $y_1 = 0,1$; пентан $y_2 = 0,55$ и гексан. Пары поступают в теплообменник при температуре насыщения. Конденсатор четырехходовой и содержит 224 трубы диаметром 25/21 мм и длиной $l = 2500$ мм. Диаметр кожуха $D = 600$ мм.

На охлаждение расходуется $G_1 = 65\,000$ кг/ч воды, имеющей начальную температуру $t'_1 = 18^\circ\text{C}$.

При расчете коэффициентов теплоотдачи получены следующие значения: коэффициент теплоотдачи на стороне охлаждающей воды (в трубном пространстве) $\alpha_1 = 2100$ Вт/(м²·град); коэффициент теплоотдачи на стороне конденсирующегося пара (в межтрубном пространстве) $\alpha_2 = 1250$ Вт/(м²·град).

Определить максимальное количество пара, которое можно сконденсировать в имеющемся теплообменнике.

Решение. Устанавливаем температурный интервал конденсации. Изменение давления паров P_i чистых компонентов в зависимости от температуры приведено на рис. VII-14.

Температуру начала конденсации определяем из выражения (VII.31)

$$\sum_{i=1}^{i=3} p \frac{y_i}{P_i} = 1$$

Используем метод подбора. Выбираем температуру конденсации, которой соответствуют значения давлений паров, удовлетворяющие предыдущему выражению. Принимаем $t_{к, н} = 50^\circ \text{C}$. Из рис. VII-14 имеем: $P_1 = 4300$ мм рт. ст.; $P_2 = 1300$ мм рт. ст. и $P_3 = 400$ мм рт. ст. Подставив числовые значения величин в указанное выражение, получим

$$\sum_{i=1}^{i=3} p \frac{y_i}{P_i} = 2 \cdot 735 \left(\frac{0,1}{4300} + \frac{0,55}{1300} + \frac{0,35}{400} \right) = 1,94 > 1$$

Таким образом, принятая температура слишком мала. Следующие пробы сведены в табл. VII-6.

Найденная температура начала конденсации (точки росы) $t_{к, н} = 71^\circ \text{C}$.

Эту же температуру можно определить графически, построив график функции

$$f_1(t) = \sum p \frac{y_i}{P_i} \quad (\text{рис. VII-15}).$$

Температура пара в конце конденсации должна удовлетворять выражению (VII.33)

$$\sum_{i=1}^{i=3} P_i y_i = p = 1470 \text{ мм рт. ст.}$$

Рис. VII-14. Давление паров бутана, пентана и гексана.

Решение получаем методом подбора (табл. VII-7) или графическим способом (рис. VII-16).

Температура конца конденсации $t_{к, к} = 54^\circ \text{C}$.

Для определения среднего температурного напора необходимо знать конечную температуру воды, которая неизвестна. Принимаем конечную температуру воды $t_1'' = 30^\circ \text{C}$.

Таблица VII-6. Определение температуры начала конденсации (точки росы) методом подбора

| p | Принятая температура $t_{к, н}, ^\circ \text{C}$ | | |
|------------------------------------|--|---|---|
| | 50 | 70 | 71 |
| P_1 мм рт. ст. | 4300 | 6600 | 6800 |
| P_2 мм рт. ст. | 1300 | 2250 | 2310 |
| P_3 мм рт. ст. | 400 | 78 | 810 |
| $\sum p \frac{y_i}{P_i}$ | 1,94 > 1 температура слишком мала | 1,04 > 1 температура слишком мала | 1,005 \approx 1 $t_{к, н} \approx 71^\circ \text{C}$ |

Таблица VII-7. Определение температуры конца конденсации методом подбора

| | Принятая температура $t_{к, к}, ^\circ \text{C}$ | | |
|--------------------------|--|--|---|
| | 40 | 50 | 54 |
| P_1 мм рт. ст. | 3200 | 4220 | 4700 |
| P_2 мм рт. ст. | 900 | 1300 | 1490 |
| P_3 мм рт. ст. | 270 | 400 | 450 |
| $\sum P_i y_i$ | 909 < 1470 температура слишком мала | 1277 < 1470 температура слишком мала | 1447 \approx 1470 $t_{к, к} = 54^\circ \text{C}$ |

Изменения температуры (для противотока)

$$t_{к, к} = 54 \leftarrow t_{к, н} = 71 \quad \Delta t_0 = 54 - 18 = 36^\circ \text{C}$$

$$t_1' = 18 \rightarrow t_1'' = 30 \quad \Delta t_F = 71 - 30 = 41^\circ \text{C}$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{36 + 41}{2} = 36,5^\circ \text{C}$$

Поскольку крайние усредняемые температуры близки между собой, можно пользоваться среднеарифметическим температурным напором вместо среднелогарифмического.

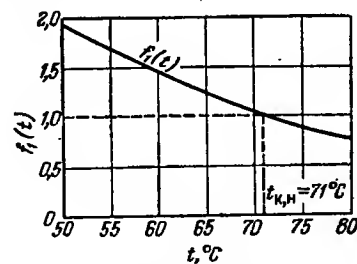


Рис. VII-15. Графическое определение температуры начала конденсации.

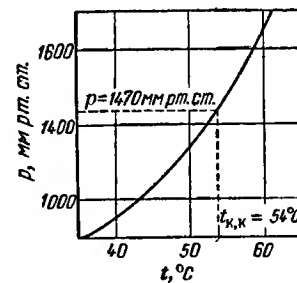


Рис. VII-16. Графическое определение температуры конца конденсации.

Так как теплообменник многоходовой, следует ввести поправочный множитель в выражение для температурного напора. Согласно уравнению (VII.8)

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_{к, н} - t_1'} = \frac{30 - 18}{71 - 18} = 0,225$$

$$R = \frac{t_{к, в} - t_{к, к}}{t_1'' - t_1'} = \frac{71 - 54}{30 - 18} = 1,42$$

По значениям $P = 0,225$ и $R = 1,42$ находим величину $\varepsilon = 0,98$ *.
Количество переданного тепла определяем по уравнению (VII. 3), приведенному к виду

$$Q = \frac{2\pi n l \Delta t_{cp} \varepsilon}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_1} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{тр, ср}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}}$$

где $r_1 = 0,0105$ — внутренний радиус, м; $\lambda_{от}/\delta_{от} = 4000$ — теплопроводимость слоя отложений из охлаждающей воды, $вт/(м^2 \cdot град)$; $\delta_{тр} = 0,002$ — толщина стенки труб, м; $\lambda_{тр} = 45$ — теплопроводность стенки труб, $вт/(м \cdot град)$;
 $r_{тр, ср} = r_1 + \frac{\delta_{тр}}{2} = 0,0115$ — средний радиус труб, м; $r_2 = 0,0125$ — наружный радиус труб, м.

После подстановки числовых значений величин получим

$$Q = \frac{2\pi \cdot 224 \cdot 2,5 \cdot 36,5 \cdot 0,98}{\frac{1}{2100 \cdot 0,0105} + \frac{1}{4000 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{1250 \cdot 0,0125}} = 900\,000 \text{ вт}$$

Проверим теперь конечную температуру воды по уравнению теплового баланса

$$Q = G_1 c_1 (t_1'' - t_1')$$

$$t_1'' = 18 + \frac{900\,000}{\frac{65\,000}{3\,600} \cdot 4190} = 30^\circ \text{C}$$

Так как это значение температуры соответствует принятому, то вычисленную величину количества переданного тепла считаем правильной.

Количество конденсирующегося пара определяем из теплового баланса по уравнению (VII. 34)

$$Q = \sum G_{yi} (i_i'' - i_i')$$

Энтальпия компонентов приведена ниже:

| | Пар i'' , $дж/моль$ | Жидкость i' , $дж/моль$ |
|-------------|-----------------------|---------------------------|
| Бутан . . . | $4,46 \cdot 10^4$ | $2,32 \cdot 10^4$ |
| Пропан . . | $5,50 \cdot 10^4$ | $2,80 \cdot 10^4$ |
| Гексан . . | $6,58 \cdot 10^4$ | $3,24 \cdot 10^4$ |

Подставив их значения в предыдущее уравнение, получим то количество пара, которое может быть сконденсировано в единицу времени

$$G = \frac{900\,000}{0,1(4,46 - 2,32) \cdot 10^4 + 0,55(5,5 - 2,8) \cdot 10^4 + 0,35(6,58 - 3,24) \cdot 10^4} =$$

$$= 31,4 \text{ моль/сек} = \frac{31,4 \cdot 75,5}{1000} = 2,37 \text{ кг/сек}$$

где $M = 0,1 \cdot 58 + 0,55 \cdot 72 + 0,35 \cdot 86 = 75,5$ г/моль — средний молекулярный вес смеси паров.

Пример VII. 21. Рассчитать конденсатор для конденсации бензола из его смеси с азотом. Расход азота $G_0 = 1500$ кг/ч. Давление $p = 1$ ат. Азот насыщен парами бензола. Начальная температура смеси $t_r' = 70^\circ \text{C}$; конечная $t_r'' = 30^\circ \text{C}$. Для охлаждения используют воду. Начальная температура воды $t_1' = 20^\circ \text{C}$; конечная $t_1'' = 30^\circ \text{C}$.

* Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 547 (рис. VII-5). (Прим. ред.)

тура смеси $t_r' = 70^\circ \text{C}$; конечная $t_r'' = 30^\circ \text{C}$. Для охлаждения используют воду. Начальная температура воды $t_1' = 20^\circ \text{C}$; конечная $t_1'' = 30^\circ \text{C}$.

Решение. Поскольку коэффициенты теплопередачи зависят от конструкции теплообменника, необходимо провести предварительный расчет для определения числа и диаметра труб. Предварительный расчет проводим по схеме расчета обычного теплообменника.

Количество отданного тепла определяем по уравнению теплового баланса (VII. 40).

Количество конденсирующегося пара

$$G_k = G_0 \frac{M}{M_0} \left(\frac{P'_n}{p - P'_n} - \frac{P''_n}{p - P''_n} \right) = \frac{1500}{3600} \cdot \frac{78}{28} \left(\frac{0,713}{1 - 0,713} - \frac{0,155}{1 - 0,155} \right) = 2,68 \text{ кг/сек}$$

где $M_0 = 28$ — молекулярный вес азота; $M = 78$ — молекулярный вес бензола; $P'_n = 0,713$ ат — давление паров бензола при 70°C ; $P''_n = 0,155$ ат — давление паров бензола при 30°C ; $p = 1$ ат — общее давление.

Изменение давления паров бензола при изменении температуры показано на рис. VII. 17.

Тепло, отдаваемое при конденсации и охлаждении конденсата

$$Q_a = G_k [r + c' (t_r' - t_r'')] =$$

$$= 2,68 [4,05 \cdot 10^5 + 1,74 \cdot 10^3 (70 - 30)] = 1,27 \cdot 10^6 \text{ вт}$$

В этом выражении теплота парообразования бензола при 70°C $r = 4,05 \cdot 10^5$ дж/кг; удельная теплоемкость жидкого бензола $c' = 1,74 \cdot 10^3$ дж/(кг · град).

Количество тепла, отдаваемого при охлаждении азота

$$Q_b = G_0 c_0 (t_r' - t_r'') =$$

$$= \frac{1500}{3600} \cdot 1040 (70 - 30) = 1,73 \cdot 10^4 \text{ вт}$$

где c_0 — удельная теплоемкость азота, равная 1040 дж/(кг · град).

Тепло, отдаваемое при охлаждении несконденсированного пара

$$Q_c = G_0 \frac{M}{M_0} \cdot \frac{P''_n c_n}{p - P''_n} (t_r' - t_r'') = \frac{1500}{3600} \cdot \frac{78}{28} \cdot \frac{0,155}{1 - 0,155} \cdot 1140 (70 - 30) = 9,74 \cdot 10^3 \text{ вт}$$

где c_n — удельная теплоемкость паров бензола, равная 1140 дж/(кг · град).

Общее количество переданного тепла

$$Q = 1\,270\,000 + 17\,300 + 9\,740 = 1,297 \cdot 10^6 \text{ вт}$$

Если предварительно принять, что коэффициент теплопередачи $k = 400$ вт/(м² · град), то ориентировочная величина поверхности теплообмена

$$F = \frac{Q}{k \Delta t_{cp}} = \frac{1,297 \cdot 10^6}{400 \cdot 21,6} = 150 \text{ м}^2$$

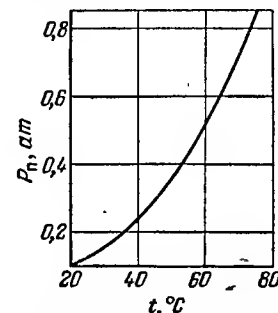


Рис. VII-17. Зависимость давления паров бензола от температуры.

причем средний температурный напор при противоточном движении теплоносителей

$$\Delta t_{cp} = \frac{(70 - 30) - (30 - 20)}{\ln \frac{70 - 30}{30 - 20}} = 21,6^\circ \text{C}$$

Выбираем теплообменник с 745 трубами диаметром $d = 25/21$ мм, длиной $l = 3$ м и диаметром кожуха $D = 1000$ мм. В межтрубном пространстве теплообменника установлены перегородки. Охлаждающая вода движется в трубном пространстве. Движение теплоносителей — противоточное.

Дальнейшие вычисления проводим по схеме, приведенной на стр. 193—194. Делим интервал интегрирования на четыре отрезка и определяем количество переданного тепла и произведение $k(t_r - t_1)$ при следующих значениях температуры газа t_r : 70, 60, 40 и 30°C .

Точка 1. Температура газа $t_r = t'_r = 70^\circ \text{C}$.

1) Количество переданного тепла равно нулю.

2) Температура воды равна конечной температуре $t_1 = t''_1 = 30^\circ \text{C}$.

3) Определяем коэффициент теплопередачи k' от пленки конденсата к охлаждающей воде, отнесенный к наружной поверхности трубы

$$\frac{1}{k'} = \left(\frac{1}{\alpha_{в/вн}} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от/вн}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{тр, ср}} + \frac{1}{\alpha_{пл/н}} \right) r_n$$

где $r_{вн} = 0,0105$ — внутренний радиус трубки, м; $r_{тр, ср} = 0,0115$ — средний радиус трубки, м; $r_n = 0,0125$ — наружный радиус трубки, м.

Расход охлаждающей воды получаем из уравнения теплового баланса

$$Q = G_1 c_1 (t''_1 - t'_1)$$

откуда

$$G_1 = \frac{1,297 \cdot 10^6}{4190 (30 - 20)} = 31,1 \text{ кг/сек}$$

Критерий Рейнольдса для воды, протекающей по трубкам

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{G_1 d_{вн}}{F \mu} = \frac{31,1 \cdot 0,021}{745 \cdot \pi \cdot 0,0105^2 \cdot 0,79 \cdot 10^{-3}} = 3220$$

Так как режим переходный, используем уравнение (VI. 27)

$$Nu = 0,008 \cdot Re^{0,9} Pr^{0,43} = 0,008 \cdot 3220^{0,9} \cdot 5,5^{0,43} = 24,6$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде

$$\alpha_{в} = \frac{Nu \lambda}{d_{вн}} = \frac{24,6 \cdot 0,618}{0,021} = 725 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Принимаем толщину слоя отложения $\delta_{от} = 0,5$ мм, а его теплопроводность $\lambda_{от} = 1,25 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$.

Толщина стенки трубки $\delta_{тр} = 0,002$ м, теплопроводность стали $\lambda_{тр} = 45 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$.

Коэффициент теплоотдачи от пленки конденсата к стенке определяем по уравнению (VI. 46)

$$\alpha_{пл} = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r p^2 g \lambda^3}{H \mu \Delta t}} = 0,943 \sqrt[4]{\frac{4,18 \cdot 10^5 \cdot 840^2 \cdot 9,81 \cdot 0,137^3}{3 \cdot 0,435 \cdot 10^{-3} \cdot 3}} = 1100 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}^*$$

* При определении численного значения $\alpha_{пл}$ авторами допущена небольшая неточность. Однако на конечные результаты расчета она существенно не влияет. (Прим. ред.)

При этом физические константы взяты при средней температуре конденсата, вычисленной по формуле (VI. 48), а разность температур Δt принята равной 3 град .

Коэффициент теплопередачи k' , отнесенный к наружной поверхности труб

$$k' = \frac{1}{\left(\frac{1}{725 \cdot 0,0105} + \frac{0,0005}{1,25 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{1100 \cdot 0,0125} \right) \cdot 0,0125} \approx 298 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

4) Коэффициент теплоотдачи α_r в газовой фазе определяем по уравнению (VII. 9)

$$Nu = 0,24 Re^{0,6} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14}$$

Минимальное «продольное» сечение для прохода потока вдоль труб в свободных от сегментных перегородок сечениях составляет 15% от общего сечения межтрубного пространства за вычетом труб:

$$S_{прод} = 0,15 \frac{\pi}{4} (D^2 - n d_n^2) = 0,15 \cdot \frac{\pi}{4} (1^2 - 745 \cdot 0,025^2) = 0,0632 \text{ м}^2$$

Сечение для прохода потока поперек труб между соседними сегментными перегородками равно

$$S_{попер} = l_0 (D - n_D d_n) = 0,25 (1 - 31 \cdot 0,025) = 0,056 \text{ м}^2$$

где расстояние между перегородками $l_0 = 0,25$ м; число концентрических шестиугольников, по которым расположены трубы, $N = 15$; число труб по диагонали наружного шестиугольника

$$n_D = 2N + 1 = 31$$

Минимальное среднее сечение потока

$$S_{мин} = \sqrt{S_{прод} S_{попер}} = \sqrt{0,0632 \cdot 0,056} = 0,0595 \text{ м}^2$$

Общий расход газовой фазы

$$G = G_0 + G_{п} = G_0 \left(1 + \frac{M}{M_0} \cdot \frac{P'_п}{p - P'_п} \right) = \frac{1500}{3600} \left(1 + \frac{78}{28} \cdot \frac{0,713}{1 - 0,713} \right) = 3,3 \text{ кг/сек}$$

Средняя скорость газовой фазы

$$w_{ср} = \frac{G}{\rho_{ср} S_{мин}} = \frac{3,3}{2,81 \cdot 0,0595} = 19,7 \text{ м/сек}$$

где $\rho_{ср} = 2,81 \text{ кг/м}^3$ — средняя плотность парогазовой среды.

Подставляя в уравнение (VII. 9) полученное значение скорости и усредненные значения входящих в него физических параметров, а также внешний диаметр труб в качестве определяющего линейного размера, и пренебрегая отличием величины $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$ от единицы, получаем следующую величину коэффициента теплоотдачи от газа

$$\alpha_r = 268 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

5) Находим выражение для коэффициента массоотдачи k_r , используя уравнение (VII. 38)

$$k_r = \frac{\alpha_r M}{c p_{ср} \bar{M}} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{1/3} = \frac{268 \cdot 78}{1100 \cdot 63,7 p_{ср}} \left(\frac{0,72}{1,07} \right)^{1/3} = \frac{0,239}{p_{ср}} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{ат)}$$

6) Для определения температуры у поверхности раздела подставляем найденные выше значения коэффициентов α_r , k_r и k' в уравнение (VII.36).

$$\alpha_r (t_r - t_{п.р}) + k_r r (p_{п.р} - P_{п.р}) = k' (t_{п.р} - t_1)$$

Получаем при этом

$$268 (70 - t_{п.р}) + \frac{0,239}{0,713 - P_{п.р}} 4,05 \cdot 10^5 (0,713 - P_{п.р}) = 298 (t_{п.р} - 30)$$

$$\ln \frac{1 - P_{п.р}}{1 - 0,713}$$

где $r = 4,05 \cdot 10^5$ Дж/кг — теплота парообразования бензола при 70°C .

Преобразуем полученное уравнение к виду

$$\ln (1 - P_{п.р}) = 0,00587 t_{п.р} - 1,525$$

Решение получаем графическим способом (рис. VII-18), находя точку пересечения кривой $P_{п.р} = f(t_{п.р})$ с кривой зависимости давления паров бензола от температуры (считаем, что на поверхности раздела устанавливается термодинамическое равновесие).

Как видно из рис. VII-18

$$t_{п.р} = 68^\circ \text{C}$$

7) Определяем произведение $k(t_r - t_1)$, представляющее собой удельную тепловую нагрузку

$$k(t_r - t_1) = k' (t_{п.р} - t_1) = 298 (68 - 30) = 11\,300 \text{ Вт/м}^2$$

Точка 2. Температура газа $t_r = 60^\circ \text{C}$; давление паров бензола при 60°C $P_{п.р} = 0,511$ ат. Проводим расчет в том же порядке, что и для точки 1.

1) Определяем количество переданного тепла (аналогично предварительному расчету для оценки основных размеров теплообменника).

Количество конденсирующихся паров

$$G'_k = G_0 \frac{M}{M_0} \left(\frac{P'_п}{p - P'} - \frac{P_{п.р}}{p - P_{п.р}} \right) =$$

$$= \frac{1500}{3600} \cdot \frac{78}{28} \left(\frac{0,713}{1 - 0,713} - \frac{0,511}{1 - 0,511} \right) = 1,67 \text{ кг/сек}$$

Рис. VII-18. Графическое определение температуры на поверхности раздела (к примеру VII-21).

Тепло, отданное при конденсации и охлаждении конденсата

$$Q_a = G'_k [r + c' (t'_r - t_r)] = 1,67 [4,05 \cdot 10^5 + 1,74 \cdot 10^3 (70 - 60)] = 7,11 \cdot 10^5 \text{ Вт}$$

Тепло, отданное при охлаждении азота

$$Q_b = G_0 c_0 (t'_r - t_r) = 0,416 \cdot 1040 (70 - 60) = 4,35 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

Тепло, отдаваемое при охлаждении несконденсированных паров

$$Q_c = G_0 \frac{M}{M_0} \cdot \frac{P_{п.р}}{p - P_{п.р}} (t'_r - t_r) = 0,416 \cdot \frac{78}{28} \cdot \frac{0,511}{1 - 0,511} \cdot 1140 (70 - 60) = 1,38 \cdot 10^4 \text{ Вт}$$

Общее количество отдаваемого тепла

$$Q = Q_a + Q_b + Q_c = 7,29 \cdot 10^5 \text{ Вт}$$

2) Температура охлаждающей воды

$$t_1 = t'_1 - \frac{Q}{G_1 c_1} = 30 - \frac{7,24 \cdot 10^5}{31,1 \cdot 4190} = 24,6^\circ \text{C}$$

3) Для упрощения расчета коэффициент теплопередачи k' от пленки конденсата к газу считаем постоянным и, следовательно, $k' = 298 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

4) При определении коэффициента теплоотдачи со стороны газа получаем величину $\alpha_r = 168 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$.

5) Коэффициент массоотдачи k_r выражает зависимость

$$k_r = \frac{0,179}{P_{ср}} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{ат)}$$

6) Температуру на поверхности раздела определяем (аналогично точке 1) из уравнения

$$168 (60 - t_{п.р}) + 0,179 \cdot 4,11 \cdot 10^5 \ln \frac{1 - P_{п.р}}{1 - 0,511} =$$

$$= 298 (t_{п.р} - 24,6)$$

где теплота парообразования бензола взята при 60°C . Получаем $t_{п.р} = 56,2^\circ \text{C}$.

7) Определяем тепловую нагрузку

$$k(t_r - t_1) = 298 (56,2 - 24,6) = 9,45 \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2$$

Далее проводим аналогичные расчеты для точек 3, 4 и 5. Основные результаты этих расчетов приведены ниже:

| Точка поверхности | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|--|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Температура газа $t_r, ^\circ \text{C}$ | 70 | 60 | 50 | 40 | 30 |
| Количество переданного тепла $Q, \text{ Вт}$ | 0 | $7,29 \cdot 10^5$ | $10,28 \cdot 10^5$ | $12,12 \cdot 10^5$ | $13,30 \cdot 10^5$ |
| Температура охлаждающей воды $t_1, ^\circ \text{C}$ | 30 | 24,6 | 22,3 | 20,8 | 20 |
| Коэффициент теплопередачи от пленки конденсата к воде $k', \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$ | 298 | 298 | 298 | 298 | 298 |
| Коэффициент теплоотдачи со стороны газа $\alpha_r, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$ | 268 | 168 | 124 | 105 | 95 |
| Коэффициент массоотдачи $k_r, \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{ат)}$ | $\frac{0,239}{P_{ср, 1}}$ | $\frac{0,179}{P_{ср, 2}}$ | $\frac{0,159}{P_{ср, 3}}$ | $\frac{0,156}{P_{ср, 4}}$ | $\frac{0,155}{P_{ср, 5}}$ |
| Температура на поверхности раздела газ-пленка конденсата $t_{п.р}, ^\circ \text{C}$ | 68 | 56,2 | 45,0 | 35,2 | 27,0 |
| Тепловая нагрузка $k(t_r - t_1) = k'(t_{п.р} - t_1), \text{ Вт/м}^2$ | $11,3 \cdot 10^3$ | $9,45 \cdot 10^3$ | $6,77 \cdot 10^3$ | $4,29 \cdot 10^3$ | $2,085 \cdot 10^3$ |
| $\frac{1}{k(t_r - t_1)}, \frac{\text{м}^2}{\text{Вт}}$ | $0,885 \cdot 10^{-4}$ | $1,06 \cdot 10^{-4}$ | $1,48 \cdot 10^{-4}$ | $2,34 \cdot 10^{-4}$ | $4,79 \cdot 10^{-4}$ |

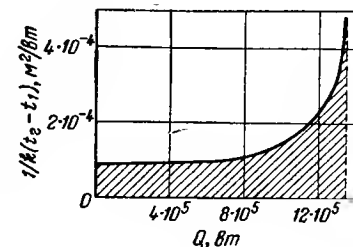


Рис. VII-19. Графическое определение поверхности теплообмена (к примеру VII-21).

Для определения общей потребной поверхности теплообмена представляем графически (рис. VII-19) зависимость величины $\frac{1}{k(t_2 - t_1)}$ от количества

переданного тепла Q . В результате находим, что величина общей наружной поверхности теплопередачи $F = 176 \text{ м}^2$. Значит, потребная длина труб

$$l = \frac{F}{\pi d n} = \frac{176}{\pi \cdot 0,025 \cdot 745} = 3 \text{ м}$$

Пример VII. 22. Рассчитать барометрический конденсатор для конденсации $W = 5000 \text{ кг/ч}$ насыщенного водяного пара при давлении $p = 0,15 \text{ ат}$. Для конденсации используется охлаждающая вода при начальной температуре $t_n = 18^\circ \text{С}$.

Решение. Выбираем полочный конденсатор смешения с полками в виде круговых сегментов и противоточным движением теплоносителей.

Расход охлаждающей воды может быть найден по уравнению (VII. 42). При этом энтальпия насыщенного пара при $p = 0,15 \text{ ат}$ составляет $i'' = 620 \text{ ккал/кг}$; температура конденсации $t = 53,6^\circ \text{С}$, а конечную температуру охлаждающей воды принимаем на $2-3^\circ$ меньше температуры конденсации пара, т. е. $t_k = 51^\circ \text{С}$; удельная теплоемкость воды $c = 1 \text{ ккал/(кгс} \cdot \text{град)}$. Подстановка этих значений в уравнение (VII. 42) дает

$$G = W \frac{i'' - t_k}{t_k - t_n} = \frac{5000}{3600} \cdot \frac{620 - 51}{51 - 18} = 23,9 \text{ кг/сек}$$

Диаметр барометрического конденсатора определяем, принимая скорость пара $w = 20 \text{ м/сек}$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{W}{\rho_n w}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{5000}{3600 \cdot 0,0979 \cdot 20}} = 0,950 \text{ м}$$

где плотность паров воды принята $\rho_n = 0,0979 \text{ кг/м}^3$. Принимаем диаметр $D = 1 \text{ м}$.

Число полок определяем по уравнению (VII. 43). Чтобы избежать трудоемких вычислений с помощью метода последовательных приближений, воспользуемся упрощенным методом, основанным на том, что величины, входящие в правую часть уравнения (VII. 43), мало изменяются от одной полки к другой. Таким образом

$$\lg \frac{t - t_1}{t - t_{i+1}} = 0,029 \left(\frac{g d_{\text{ЭКВ}}}{w^2} \right)^{0,2} \left(\frac{H}{d_{\text{ЭКВ}}} \right)^{0,7} = C = \text{const}$$

а

$$\frac{t - t_1}{t - t_2} \cdot \frac{t - t_2}{t - t_3} \dots \frac{t - t_{n-1}}{t - t_n} = \frac{t - t_1}{t - t_n} = 10^{(n-1)C}$$

Отсюда

$$n = \frac{1}{C} \lg \frac{t - t_1}{t - t_n} + 1 = \frac{1}{C} \lg \frac{t - t_n}{t - t_k} + 1$$

Определим среднее значение константы C .

Средний расход стекающей воды

$$G = G' + \frac{W}{2} = 23,9 + \frac{5000}{3600 \cdot 2} = 24,6 \text{ кг/сек}$$

Высота воды над водосливом — по уравнению (VII. 46)

$$h = \left(\frac{G'}{0,42 \rho b \sqrt{2g}} \right)^{2/3} = \left(\frac{24,6}{0,42 \cdot 993 \cdot 0,97 \cdot 2 \cdot 9,81} \right)^{2/3} = 5,73 \cdot 10^{-2}$$

Плотность воды при средней температуре $\frac{51 + 18}{2} = 34,5^\circ \text{С}$ составляет

$\rho = 993 \text{ кг/м}^3$; ширина водослива принята $b = 0,97 D = 0,97 \text{ м}$.

Начальная скорость стекания воды, согласно уравнению (VII. 45)

$$w_0 = \frac{G'}{\rho b h} = \frac{24,6}{993 \cdot 0,97 \cdot 0,0573} = 0,444 \text{ м/сек}$$

Средняя скорость стекания воды, согласно уравнению (VII. 48), при принятом расстоянии между полками $H = 0,5 \text{ м}$ составляет

$$w_{\text{ср}} = \frac{w_0 + \sqrt{w_0^2 + 2gH}}{2} = \frac{0,444 + \sqrt{0,444^2 + 2 \cdot 9,81 \cdot 0,5}}{2} = 1,8 \text{ м/сек}$$

Толщина водяной завесы — по уравнению (VII. 47)

$$\delta = \frac{G'}{\rho b w_{\text{ср}}} = \frac{24,6}{993 \cdot 0,97 \cdot 1,8} = 0,0142 \text{ м}$$

Эквивалентный диаметр — по уравнению (VII. 44)

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{2b\delta}{b + \delta} = 0,0279 \text{ м}$$

Отсюда число полок

$$n = \frac{\lg \frac{53,6 - 18}{53,6 - 51}}{0,029 \left(\frac{9,81 \cdot 0,0279}{0,444^2} \right)^{0,2} \left(\frac{0,5}{0,0279} \right)^{0,7}} + 1 = 6,02$$

Принимаем шесть полок.

Так как расход пара максимален в нижней части конденсатора, расстояние между полками 5 и 6 принимаем $0,6 \text{ м}$, а между последней полкой и днищем $0,7 \text{ м}$.

Диаметр барометрической трубы находим по уравнению (VII. 49)

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{G + W}{\rho w}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{23,9 + \frac{5000}{3600}}{988 \cdot 1}} = 0,186 \text{ м}$$

принято, что скорость течения воды $w = 1 \text{ м/сек}$.

Принимаем стандартный диаметр трубы $d = 200 \text{ мм}$.

Скорость течения в трубе диаметром 200 мм

$$w = 1 \left(\frac{0,186}{0,200} \right)^2 = 0,87 \text{ м/сек}$$

Высота барометрической трубы, согласно уравнению (VII. 50)

$$H = \frac{p_0 - p}{\rho g} + \left(\frac{0,3}{d} + 0,5 \right) \frac{w^2}{2g} + 1 = \frac{(1,033 - 0,15) \cdot 9,81 \cdot 10^4}{988 \cdot 9,81} + \left(\frac{0,3}{0,2} + 0,5 \right) \frac{0,87^2}{2 \cdot 9,81} + 1 = 9,94 \text{ м}$$

Принимаем длину $H = 10 \text{ м}$.

Количество неконденсирующихся газов, согласно уравнению (VII. 51)

$$G_r = 2,4 \cdot 10^{-5} + 0,01 W = 2,4 \cdot 10^{-5} \cdot 23,9 + 0,01 \frac{5000}{3600} = 0,0145 \text{ кг/сек}$$

Объемная производительность вакуум-насоса — по уравнению (VII. 52)

$$V_n = \frac{G_r}{1,29} \cdot \frac{p_0}{p - p_n} \cdot \frac{273 + \theta_k}{273} = \frac{0,0145}{1,29} \cdot \frac{1,033}{0,15 - 0,0286} \cdot \frac{273 + 23}{273} = 0,102 \text{ м}^3/\text{сек}$$

где конечная температура воздуха на выходе из конденсатора принята $\theta_k = t_k + 5 = 23^\circ\text{C}$, а давление паров воды при температуре 23°C составляет $p_n = 0,0286$ ат.

ЗАДАЧИ

Задача VII. 1. Требуется охладить жидкость в теплообменнике типа труба в трубе от 300 до 200°C . Охлаждающая жидкость входит при температуре 100°C и выходит при 150°C . Определить, следует ли принять прямоточную или противоточную схему движения потоков.

У к а з а н и е. Сравнить значения среднелогарифмического температурного напора для прямотока и противотока.

Задача VII. 2. Для охлаждения минерального масла имеется противоточный теплообменник общей поверхностью $F = 25$ м². В качестве охлаждающего агента применяется 8000 кг/ч воды при температуре 15°C . Определить конечные температуры масла и охлаждающей воды, если в теплообменник поступает 5000 кг/ч масла. Удельная теплоемкость масла при температуре 95°C $c = 2100$ Дж/(кг·град); расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 250$ Вт/(м²·град).

Задача VII. 3. В теплообменнике охлаждают 5500 кг/ч раствора от 90 до 30°C . Для охлаждения используют воду при температуре $t'_1 = 15^\circ\text{C}$. Определить поверхность теплообмена и расход охлаждающей воды при прямотоке и противотоке. Конечная температура воды должна быть на 5°C ниже конечной (при прямотоке) и начальной (при противотоке) температуры раствора. Коэффициент теплопередачи $k = 1100$ Вт/(м²·град); удельная теплоемкость раствора $c = 3350$ Дж/(кг·град).

Задача VII. 4. Определить поверхность теплообменника для охлаждения 3000 кг/ч минерального масла от 100 до 30°C . Для охлаждения используется то же масло, которое нагревается от 20 до 40°C . Удельная теплоемкость минерального масла $c = 1670$ Дж/(кг·град). Зависимость коэффициента теплопередачи от температур:

| | | | | | |
|--|-----|-----|-----|-----|-----|
| Температура горячего масла, $^\circ\text{C}$ | 100 | 80 | 60 | 40 | 30 |
| Коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·град) | 406 | 384 | 350 | 288 | 230 |

Задача VII. 5. Реагирующую смесь необходимо подвергнуть предварительному нагреванию от 20 до 120°C , используя для этого тепло продуктов реакции, охлаждаемых от 350 до 150°C . Для выбора наиболее выгодной схемы относительного движения потоков определить соотношение величин поверхностей теплообмена, соответствующих прямоточному, противоточному и смешанному движению жидкостей (один ход через межтрубное пространство и два или четыре хода через трубы).

У к а з а н и е. Коэффициенты теплопередачи при прямотоке и противотоке считать одинаковыми. Возрастание коэффициента теплопередачи при увеличении

числа ходов определить по уравнению (VI. 23), считая, что при одном ходе оба коэффициента теплоотдачи α_1 и α_2 одинаковы. Термическим сопротивлением стенок и отложений пренебречь.

Задача VII. 6. Определить для теплообменника типа труба в трубе, конструкция которого показана на рис. VII - 20, конечные температуры t_a и t_b жидкости в межтрубном пространстве. Холодная жидкость поступает в теплообменник при температуре 20°C ; на выходе из межтрубного пространства каждой секции потока

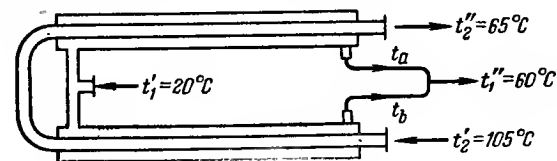


Рис. VII-20. Схема потоков в теплообменнике (к задаче VII. 6).

жидкости смешиваются. Температура смешения 60°C . Горячая жидкость имеет начальную температуру 105 и конечную 65°C .

У к а з а н и е. Поверхность теплообмена и коэффициенты теплопередачи в обеих ветвях одинаковы.

Задача VII. 7. $150\,000$ кг/ч воды нагревают в противоточном теплообменнике от 90 до 160°C . Для нагревания используют горячие газы, имеющие начальную температуру 450 и конечную 120°C . Определить коэффициент теплопередачи, если поверхность теплообмена составляет 3500 м².

Задача VII. 8. а) Необходимо охладить 1500 кг/ч масла от 110 до 50°C . Для охлаждения используют воду при начальной температуре 15°C . Максимально допустимая конечная температура воды составляет 30°C . Удельная теплоемкость масла равна $0,5$ ккал/(кг·град). Определить необходимый расход воды, а также произведение коэффициента теплопередачи на поверхность теплообмена. Движение теплоносителей — противоточное.

б) Полагая конструкцию теплообменника заданной, определить конечные температуры воды и масла, если по какой-либо причине расход последнего удваивается, а расход воды и начальные температуры остаются неизменными. Считать, что произведение kF остается неизменным.

Задача VII. 9. Теплообменник используется для нагревания $13\,000$ кг/ч уксусной кислоты от 65 до 120°C . Нагревание производят бутиловым спиртом, имеющим начальную температуру 160°C ; расход $19\,000$ кг/ч. Коэффициент теплопередачи составляет 400 Вт/(м²·град); удельная теплоемкость уксусной кислоты $c_1 = 0,49$ ккал/(кг·град); удельная теплоемкость бутилового спирта $c_2 = 0,6$ ккал/(кг·град). Через два месяца эксплуатации конечная температура бутилового спирта в результате отложений на

стенках увеличилась на 2°C . Определить, до какой температуры можно будет нагревать уксусную кислоту через год после ввода в эксплуатацию теплообменника (расходы жидкостей остаются неизменными).

Указание. Считать, что скорость образования отложений постоянна.

Задача VII. 10. Определить поверхность теплообмена, необходимую для охлаждения $G_1 = 5000\text{ кг}$ раствора от 120 до 60°C за $1,5\text{ ч}$. Охлаждение осуществляют водой, имеющей начальную температуру 20°C ; расход воды $G_2 = 0,95\text{ кг/сек}$.

Коэффициент теплопередачи $k = 930\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$; удельная теплоемкость раствора $c = 3760\text{ Дж/(кг}\cdot\text{град)}$. Определить также конечную температуру охлаждающей воды в начале и конце процесса.

Задача VII. 11. Рассчитать теплообменник для нагревания 6000 кг/ч воды от 20 до 50°C . Нагревание проводят насыщенным водяным паром; температура пара 120°C . Для изготовления теплообменника использовать стальные трубы диаметром $25/21\text{ мм}$ и длиной $1,2\text{ м}$. Определить число труб и число ходов для воды. Коэффициент теплоотдачи на стороне пара принять $\alpha = 6000\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$; теплопроводимость осадка на стенках труб $\Sigma \lambda/\delta = 4500\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$; скорость воды в трубах $0,5\text{ м/сек}$.

Указание. Коэффициент теплоотдачи на стороне воды определять по формуле (VI. 23).

Задача VII. 12. Определить, можно ли нагревать в течение 1 ч $G_0 = 7000\text{ кг}$ раствора, находящегося в реакторе, от $\theta_n = 20^\circ\text{C}$ до $\theta_k = 95^\circ\text{C}$. Нагревание осуществляется насыщенным водяным паром; температура пара $t = 120^\circ\text{C}$; поверхность теплообмена реактора $F = 12\text{ м}^2$; расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 850\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$. Во время нагревания в реактор вводят реагент в количестве $G' = 0,2\text{ кг/сек}$, который мгновенно вступает в реакцию и выделяет $Q_p = 4,5 \cdot 10^5\text{ Дж/кг}$ тепла. Начальная температура реагента также равна 20°C , а его удельная теплоемкость практически равна теплоемкости раствора $c = 3500\text{ Дж/(кг}\cdot\text{град)}$.

Указание. Для определения времени нагревания проинтегрировать уравнение теплового баланса

$$kF(t - \theta) d\tau + G'Q_p d\tau = c(G_0 + G'\tau) d\theta + cG'(\theta - 20) d\tau$$

Тепло, сообщаемое паром, и теплота реакции нагревают раствор и реагент до температуры θ .

Задача VII. 13. Определить среднюю температуру кипения уксусной кислоты в выпарном аппарате с вертикальными кипяtilьными трубами длиной $2,5\text{ м}$. Давление в паровом пространстве выпарного аппарата составляет $0,2\text{ ат}$. Уровень жидкости над трубами равен нулю. Плотность кипящей жидкости в трубах принять равной $0,5$ плотности уксусной кислоты, составляющей при температуре кипения в выпарном аппарате 1020 кг/м^3 . Температура

кипения уксусной кислоты при атмосферном давлении равна $118,5^\circ\text{C}$, а давление ее паров при 60°C составляет $88,9\text{ мм рт. ст.}$

Задача VII. 14. 48% -ный раствор NaOH имеет при нормальном атмосферном давлении температуру кипения 140°C , а при давлении $0,2\text{ ат}$ — 99°C . Определить температуру кипения раствора при $0,7\text{ ат}$.

Указание. Использовать метод Дюринга.

Задача VII. 15. Определить поверхность теплообмена, необходимую для выпаривания $1,5\text{ кг/сек}$ воды при атмосферном давлении и при разрежении $0,8\text{ ат}$. Коэффициент теплопередачи в обоих случаях принять равным $1800\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$. Выпаривание происходит за счет теплоотдачи от насыщенного водяного пара под давлением 2 ат . Для определения средней температуры кипения воды принять плотность паро-жидкостной эмульсии в трубах равной $0,5$ плотности воды при той же температуре.

Задача VII. 16. В выпарном аппарате с вертикальными кипяtilьными трубами (длиной 3 м) и поверхностью теплообмена 131 м^2 необходимо упарить $1,3\text{ кг/сек}$ 10% -ного раствора KCl до концентрации 32% . Для нагрева использовать насыщенный водяной пар при атмосферном давлении. Определить, каким должно быть рабочее давление в аппарате, чтобы обеспечить требуемую производительность. Коэффициент теплопередачи принять равным $900\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$; исходный раствор поступает в выпарной аппарат предварительно нагретым до температуры кипения; температурная депрессия равна 7°C ; плотность раствора составляет 1200 кг/м^3 .

Указание. Плотность кипящей жидкости принять равной $0,6$ плотности раствора, а энтальпию раствора — равной сумме энтальпий воды и растворенного вещества.

Задача VII. 17. Производительность выпарного аппарата с поверхностью теплообмена 50 м^2 в момент ввода в эксплуатацию составляла $0,4\text{ кг/сек}$ исходного раствора. После трех месяцев работы производительность снизилась до $0,32\text{ кг/сек}$. Определить толщину образовавшегося за это время слоя отложений, если теплопроводность $\lambda = 1,4\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}$, а также производительность аппарата через год работы, если скорость нарастания слоя отложений будет постоянной. В выпарном аппарате осуществляется выпарка 10% -ного раствора CaCl_2 до концентрации 30% . Начальная температура исходного раствора равна 20°C . Греющим агентом служит насыщенный водяной пар под давлением 2 ат . Средняя температура кипения раствора в выпарном аппарате равна 111°C . Удельная теплоемкость CaCl_2 $c = 685\text{ Дж/(кг}\cdot\text{град)}$.

Задача VII. 18. Рассчитать выпарной аппарат непрерывного действия для концентрирования при атмосферном давлении $1,5\text{ кг/сек}$ 12% -ного раствора KNO_3 до концентрации 39% . Температура кипения раствора при нормальном атмосферном давлении равна 104°C . Для нагрева используется насыщенный водяной пар

с температурой 125°C . Расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 1300 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; гидростатическая температурная депрессия $\Delta t_r = 1,2^{\circ}\text{C}$. Для предварительного нагревания раствора от температуры 15°C используют часть вторичного пара; поверхность теплообмена предварительного нагревателя $F_1 = 35 \text{ м}^2$, а коэффициент теплопередачи $k = 850 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Удельная теплостойкость твердого KNO_3 $c = 1100 \text{ дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$. Потерями тепла в окружающую среду пренебречь.

Задача VII. 19. Определить, до какой концентрации можно упарить 4%-ный водный раствор в выпарном аппарате поверхностью теплообмена $F = 65 \text{ м}^2$. Количество исходного раствора составляет $1,2 \text{ кг/сек}$. Средняя температура кипения раствора 104°C . Выпарка производится при атмосферном давлении. Удельная теплостойкость растворенного вещества $c = 1250 \text{ дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$. Для нагревания используют насыщенный водяной пар под давлением 3 ат . Расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 850 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Раствор поступает в выпарной аппарат при температуре 15°C .

Задача VII. 20. По условиям задачи (VII. 19) определить конечную концентрацию раствора, если последний перед поступлением в выпарной аппарат подвергается предварительному нагреванию до 110°C .

Задача VII. 21. Необходимо повысить производительность выпарного аппарата по исходному раствору от $2,5$ до 4 кг/сек . Определить, насколько надо повысить давление греющего пара, чтобы конечная концентрация раствора при увеличении производительности не снизилась. Производительность $2,5 \text{ кг/сек}$ достигается при давлении пара 2 ат ; средняя температура кипения раствора 108°C . Коэффициент теплопередачи пропорционален квадратному корню из тепловой нагрузки.

Задача VII. 22. Для концентрирования 2 т/ч исходного 10%-ного раствора до 30% расходуется $1,77 \text{ т/ч}$ насыщенного водяного пара под давлением 3 ат . Определить потери тепла выпарным аппаратом в окружающую среду, если известно, что раствор кипит при 108°C , а начальная температура раствора равна 20°C . Удельная теплостойкость исходного и концентрированного растворов соответственно равна 3850 и $3300 \text{ дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$. Теплотой концентрирования (дегидратации) пренебречь.

Задача VII. 23. Барометрический конденсатор выпарного аппарата работает при давлении $0,15 \text{ ат}$, потребляя $22,2 \text{ кг/сек}$ охлаждающей воды; температура воды равна 18°C . Определить производительность выпарного аппарата по исходному раствору, если известно, что концентрация раствора повышается с 15 до 40% , а охлаждающая вода нагревается до 50°C .

Задача VII. 24. Двухходовой конденсатор состоит из 32 труб диаметром $38/31 \text{ мм}$ и длиной 5 м . В межтрубном пространстве конденсируется водяной пар при атмосферном давлении, а по трубам движется вода, нагреваемая от 7 до 80°C . Количество кон-

дензируемого пара составляет $0,5 \text{ кг/сек}$. Определить коэффициент теплопередачи (отнесенный к наружной поверхности труб).

Задача VII. 25. Рассчитать поверхностный теплообменник для конденсирования 1000 кг/ч водяного пара при атмосферном давлении. Для охлаждения используется вода, которая нагревается от 20 до 60°C . Тип конденсатора — кожухотрубный с трубами диаметром $25/21 \text{ мм}$ и длиной $1,2 \text{ м}$. Коэффициенты теплоотдачи: на стороне воды (в трубном пространстве) $\alpha_1 = 1900 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; на стороне пара $\alpha_2 = 4200 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Для металлической стенки и отложений теплопроводность $\Sigma \lambda / \delta = 3500 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Определить также число ходов для воды в трубном пространстве, необходимое для достижения значения коэффициента теплоотдачи, как можно более близкого к указанному.

Указание. Коэффициент теплоотдачи от стенки к воде вычислить по формуле (VI. 23).

Задача VII. 26. В поверхностном теплообменнике конденсируется насыщенный водяной пар при 50°C . Количество переданного в единицу времени тепла $Q = 300\,000 \text{ вт}$. Охлаждающим агентом служит движущаяся по трубам диаметром $25/21 \text{ мм}$ и длиной 3 м вода, которая нагревается от 20 до 35°C . Скорость воды должна быть выбрана так, чтобы $\text{Re} = 10\,000$. Определить расход воды, количество труб и число ходов.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара $\alpha_2 = 7500 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; теплопроводность стенки и отложений $\Sigma \frac{\lambda}{\delta} = 4500 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Задача VII. 27. Определить поверхность теплообмена поверхностного конденсатора для конденсации 2 кг/сек пара следующего состава: *n*-бутан 60 вес. % и *n*-гексан 40 вес. %. Конденсация происходит при 4 ат . Для охлаждения используется вода, температура которой изменяется от 20 до 50°C . Движение теплоносителей происходит смешанным током (один ход — для пара в межтрубном пространстве и два хода — для воды в трубах). Энтальпия компонентов газовой фазы при температуре насыщения: бутан $i_1'' = 8,0 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$; гексан $i_2'' = 7,9 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$. Энтальпия конденсата: бутан $i_1' = 4,16 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$; гексан $i_2' = 3,88 \cdot 10^5 \text{ дж/кг}$. Расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 1100 \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Задача VII. 28. Рассчитать полочный конденсатор смешения для конденсации $10\,000 \text{ кг/ч}$ паров воды при $p = 0,22 \text{ ат}$. Для охлаждения используется вода при температуре 20°C . Определить диаметр конденсатора и число полок.

Указание. Максимально допустимую скорость пара в свободном сечении конденсатора принять $w = 10 \text{ м/сек}$.

- Кичигин М. А., Костенко Г. Н., Теплообменные аппараты и выпарные установки, Госэнергоиздат, 1955.
 Хоблер Т., Теплопередача и теплообменники, пер. с польск., Госхимиздат, 1961.
 Колач Т. А., Радун Д. В., Выпарные станции, Машгиз, 1963.
 Чернобыльский И. И., Выпарные установки, изд. Киевского Государственного Университета, 1960.
 Балайка Б., Сикора К., Процессы теплообмена в аппаратах химической промышленности, Машгиз, 1962.
 Егоров Н. Н., Охлаждение газа в скрубберах, Госхимиздат, 1954.
 Кожухотрубные теплообменники общего назначения, Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШа, 1965.
 Аппараты выпарные трубчатые вертикальные общего назначения, Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШа, 1965.

Глава VIII

МАССОПЕРЕДАЧА

ОСНОВЫ МАССООБМЕНА

В этой главе рассматриваются основы процесса массопередачи в системах газ — жидкость, пар — жидкость и жидкость — жидкость.

Равновесие между фазами

Состояние равновесия гетерогенной системы при данных давлении и температуре характеризуется определенным соотношением между концентрациями компонентов в обеих фазах.

Равновесие газ — жидкость. В системе газ — жидкость количественное соотношение между составами обеих фаз выражается законом Генри

$$P_i = H_i x_i \quad (\text{VIII. 1})$$

где P_i — парциальное давление i -го компонента в газе при равновесии; x_i — мольная доля i -го компонента в жидкости; H_i — константа Генри i -го компонента, имеющая размерность давления.

С учетом закона Дальтона

$$P_i = y_i p \quad (\text{VIII. 2})$$

вместо уравнения (VIII. 1) можно получить

$$y_i^* = \frac{H_i}{p} x_i = k x_i \quad (\text{VIII. 3})$$

где y_i^* — мольная доля i -го компонента в газовой фазе при равновесии; p — общее давление; $k = H_i/p$ — безразмерная константа.

Относительные мольные концентрации X и Y связаны с концентрациями, выраженными в мольных долях, соотношением:

$$Y = \frac{y}{1-y}; \quad X = \frac{x}{1-x} \quad (\text{VIII. 4})$$

Подставив в выражение (VIII.3) вместо мольных долей относительные мольные концентрации, получим

$$Y^* = \frac{kX}{1 + (1-k)X} \quad (\text{VIII.5})$$

где X и Y — отношение числа молей компонента, распределяемого между фазами, соответственно к числу молей растворителя или инертного газа.

Закон Генри применим только для идеальных систем при не очень больших давлениях и концентрациях. В этих условиях уравнения (VIII.3) и (VIII.5) используют для построения линии равновесия, необходимой при расчете абсорбционных колонн.

Если закон Генри не применим ($H \neq \text{const}$ и, следовательно, $k \neq \text{const}$), уравнения (VIII.3) и (VIII.5) теряют смысл, и линию равновесия строят на основе экспериментальных данных.

Нередко кривая равновесия может быть описана уравнением

$$y^* = Ax^b \quad (\text{VIII.6})$$

После логарифмирования и дифференцирования уравнения (VIII.6) получаем выражение для угла наклона m кривой равновесия

$$m = k \frac{\lg(y_2^*/y_1^*)}{\lg(x_2/x_1)} \quad (\text{VIII.7})$$

где y^* — мольная доля абсорбируемого компонента в газе при равновесии; константа k определяется по кривой равновесия ($k = y^*/x$ для точки, в которой определяется угол наклона m).

Система пар — жидкость. Количественное соотношение между составами обеих фаз выражается законом Рауля

$$p_i = P_i x_i \quad (\text{VIII.8})$$

где p_i — парциальное давление i -го компонента; P_i — давление паров чистого i -го компонента при температуре кипения смеси; x_i — мольная доля i -го компонента в жидкой смеси.

Для идеальной бинарной смеси можно написать следующие соотношения, вытекающие из закона Рауля

$$y_1^* = \frac{P_1}{p} x_1 \quad (\text{VIII.9})$$

$$x_1 = \frac{p - P_2}{P_1 - P_2} \quad (\text{VIII.10})$$

$$y_1^* = \frac{P_1}{p} \cdot \frac{p - P_2}{P_1 - P_2} = \frac{P_1}{p} x_1 \quad (\text{VIII.11})$$

где x_1 , y_1^* — мольные доли легколетучего компонента в равновесных жидкой и паровой фазах соответственно; P_1 , P_2 — давление паров чистых компонентов; p — общее давление в системе.

С помощью уравнений (VIII.10) и (VIII.11) можно построить линию равновесия бинарной смеси, если известны значения давле-

ний паров в интервале между температурами кипения обоих чистых компонентов.

При отсутствии экспериментальных данных давление паров можно определить по уравнению Антуана

$$\lg P = A - B/(t + C) \quad (\text{VIII.12})$$

где A , B , C — константы.

Относительная летучесть компонентов выражается соотношением

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} \quad (\text{VIII.13})$$

Если в соответствующем интервале температур значение α остается постоянным, то линию равновесия можно построить на основании уравнения Фенске

$$y_1^* = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1) x_1} \quad (\text{VIII.14})$$

Для неидеальных смесей, когда закон Рауля не соблюдается, вводят поправочный множитель γ , называемый коэффициентом активности, и уравнения (VIII.10) и (VIII.11) принимают вид

$$x_1 = \frac{p - \gamma_2 P_2}{\gamma_1 P_1 - \gamma_2 P_2} \quad (\text{VIII.15})$$

$$y_1^* = \frac{\gamma_1 P_1}{p} x_1 \quad (\text{VIII.16})$$

Для определения коэффициентов активности рекомендуется уравнение Ван-Лаара

$$\ln \gamma_1 = \frac{\frac{A}{T}}{\left(1 + \frac{A}{B} \cdot \frac{x_1}{x_2}\right)^2} \quad (\text{VIII.17})$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{\frac{B}{T}}{\left(1 + \frac{B}{A} \cdot \frac{x_2}{x_1}\right)^2} \quad (\text{VIII.18})$$

где γ_1 , γ_2 — коэффициенты активности компонентов; A , B — константы, характерные для каждого из компонентов смеси; T — абсолютная температура кипения смеси состава x_1 и x_2 соответственно, °K.

Обычно уравнения (VIII.17) и (VIII.18) используются в упрощенном виде

$$\lg \gamma_1 = \frac{A}{\left(1 + \frac{A}{B} \cdot \frac{x_1}{x_2}\right)^2} \quad (\text{VIII.17a})$$

$$\lg \gamma_2 = \frac{A}{\left(1 + \frac{B}{A} \cdot \frac{x_2}{x_1}\right)^2} \quad (\text{VIII.18a})$$

Если известны две пары значений γ_1 и γ_2 , то константы A и B определяются из следующих выражений:

$$A = \lg \gamma_1 \left(1 + \frac{x_2}{x_1} \cdot \frac{\lg \gamma_2}{\lg \gamma_1} \right)^2 \quad (\text{VIII. 19})$$

$$B = \lg \gamma_2 \left(1 + \frac{x_1}{x_2} \cdot \frac{\lg \gamma_1}{\lg \gamma_2} \right)^2 \quad (\text{VIII. 20})$$

Если известно большее число пар значений γ_1 и γ_2 , то более точные значения констант A и B можно найти при построении графиков уравнений (VIII. 17) и (VIII. 18), приведенных к виду

$$\frac{1}{(T \ln \gamma_1)^{1/2}} = \frac{1}{A^{1/2}} + \frac{A^{1/2}}{B} \cdot \frac{x_1}{x_2} \quad (\text{VIII. 21})$$

$$\frac{1}{(T \ln \gamma_2)^{1/2}} = \frac{1}{B^{1/2}} + \frac{B^{1/2}}{A} \cdot \frac{x_2}{x_1} \quad (\text{VIII. 22})$$

Для многокомпонентных смесей, подчиняющихся закону Рауля

$$y_i = \frac{P_i}{p} x_i = k_i x_i \quad (\text{VIII. 23})$$

причем температура начала конденсации смеси определяется из условия

$$\sum x_i = \sum \frac{p y_i}{P_i} = \sum \frac{y_i}{k_i} = 1 \quad (\text{VIII. 24})$$

а температура начала кипения — из условия

$$\sum y_i = \sum \frac{P_i}{p} x_i = \sum k_i x_i = 1 \quad (\text{VIII. 25})$$

Значения константы равновесия k_i в уравнении (VIII. 23) для различных углеводородов могут быть найдены по номограммам и графикам.

Если значения константы равновесия для данного вещества на графике отсутствуют, то они могут быть определены из фугитивностей

$$k_i = \frac{f'_i}{f''_i} \quad (\text{VIII. 26})$$

где f'_i — фугитивность i -го компонента в жидкости; f''_i — фугитивность i -го компонента в газе (паре).

На рис. VIII-1 и VIII-2 приведены фугитивности для некоторых углеводородов, причем обозначения $T_{пр}$ и $P_{пр}$ на рис. VIII-1 относятся к приведенным значениям температуры и давления, т. е. отношению абсолютной температуры и давления к их критическим величинам.

Система жидкость — жидкость. В простом случае, когда система состоит из трех компонентов A , B и S , причем компоненты A и S — несмешивающиеся между собой жидкости, условие рав-

новесия может быть выражено соотношением

$$y_B^* = k_B x_B \quad (\text{VIII. 27})$$

где x_B , y_B — концентрации компонента B , распределяемого между рафинатом и экстрактом соответственно, вес. %; k_B — коэффициент распределения.

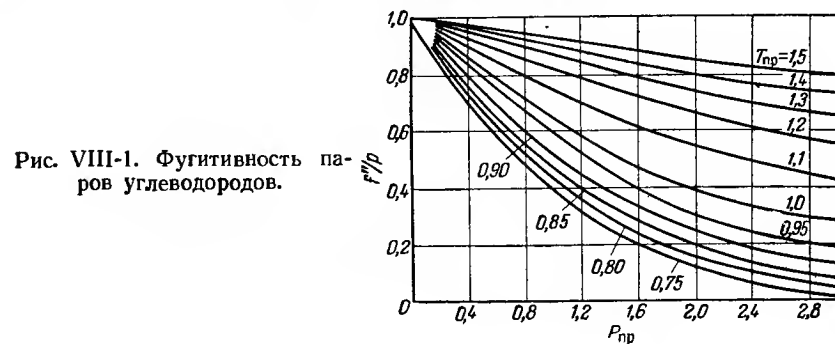


Рис. VIII-1. Фугитивность паров углеводородов.

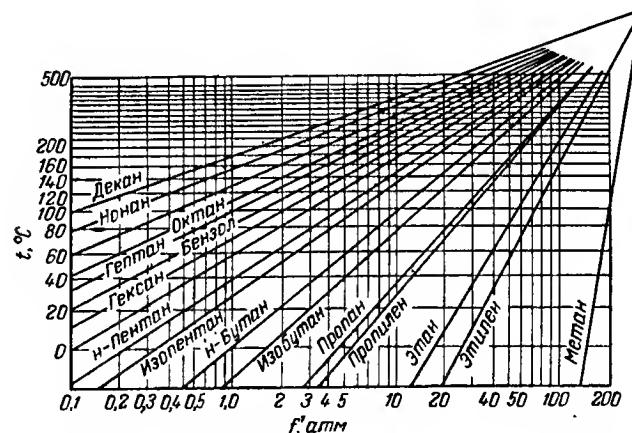


Рис. VIII-2. Фугитивность f' некоторых жидких углеводородов.

Если компоненты A и S не смешиваются между собой, то концентрации нередко выражают в относительных единицах

$$x'_B = \frac{x_B}{100 - x_B} \quad (\text{VIII. 28})$$

$$y'_B = \frac{y_B}{100 - y_B} \quad (\text{VIII. 28a})$$

Уравнение (VIII. 27) используют для построения линии равновесия в процессах жидкостной экстракции при условии практически полной несмешиваемости жидкостей.

Более подробные сведения об условиях равновесия при экстракции будут изложены в гл. XII.

Коэффициенты диффузии

В зависимости от механизма массообмена различают молекулярную и конвективную диффузии. Молекулярная диффузия происходит путем перемещения молекул в неподвижном слое или в слое, движущемся ламинарно, в направлении, перпендикулярном движению потока. Конвективная диффузия — гидродинамический процесс, при котором перемещение макроскопических объемов жидкости происходит вследствие возникновения конвективных токов, обусловленных чаще всего турбулентными пульсациями в потоке.

Диффузионный перенос вещества из одной фазы в другую происходит через поверхность раздела, образующуюся в месте соприкосновения обеих фаз. Считается, что по ту и другую стороны поверхности раздела образуются тонкие пограничные диффузионные слои, в которых наблюдается резкое изменение концентрации. Движение жидкости внутри пограничного слоя носит ламинарный характер, причем скорость движения возрастает линейно с увеличением расстояния от поверхности раздела. В массе газа или жидкости движение носит турбулентный характер. Здесь преобладает более быстрый процесс конвективной диффузии, что приводит к выравниванию концентраций в направлении, поперечном к поверхности раздела фаз. Таким образом, в разных зонах той или другой фазы действуют различные механизмы переноса в зависимости от гидродинамических условий*.

Общее уравнение для расчета диффузионного переноса вещества в смеси двух газов имеет вид

$$N_A = -D \frac{cdy_A}{dx} + y_A(N_A + N_B) \quad (\text{VIII. 29})$$

В зависимости от условий, при которых происходит перенос вещества, величина $(N_A + N_B)$ принимает различные значения. Наиболее важными являются следующие два случая.

Эквимолекулярная противоточная диффузия. В этом случае $N_A = -N_B$, поэтому, учитывая, что $cdy_A = dc_A$, после интегрирования уравнения (VIII. 29) получим

$$N_A = \frac{D}{x} (c_{A1} - c_{A2}) = \frac{D}{xRT} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (\text{VIII. 30})$$

* Представления, излагаемые авторами, соответствуют так называемой пленочной модели массопередачи, грубо приближенно отражающей механизм переноса вещества в фазах. В действительности затухание турбулентных пульсаций и нарастание ламинарности движения при приближении к границе раздела фаз происходят постепенно, но ускоряются по мере приближения к слою, когда процесс лимитируется сначала конвективной, а затем молекулярной диффузией, является не столь резким. Более подробно см. Левич В. Г., Физико-химическая гидродинамика, Физматгиз, 1959. (Прим. ред.)

Диффузия через слой инертного газа ($N_B = 0$). В этом случае уравнение (VIII. 29) принимает вид

$$N_A = \frac{1}{1 - y_A} D \frac{dy_A}{dx} = - \frac{c}{c - c_A} D \frac{dc_A}{dx} \quad (\text{VIII. 30a})$$

После интегрирования получим

$$N_A = \frac{D}{x} \cdot \frac{p}{RT} \ln \frac{p - p_{A2}}{p - p_{A1}} \quad (\text{VIII. 31})$$

Подставим в это уравнение p_B вместо $(p - p_A)$ и введем обозначение среднелогарифмической движущей силы

$$p_{Bcp} = \frac{p_{B1} - p_{B2}}{\ln \frac{p_{B1}}{p_{B2}}} \quad (\text{VIII. 32})$$

Тогда в конечном итоге получаем

$$N_A = \frac{D}{x} \cdot \frac{1}{RT} \cdot \frac{p}{p_{Bcp}} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (\text{VIII. 33})$$

Уравнения (VIII. 31) и (VIII. 33) используются как для расчета переноса вещества в соответствующих условиях, так и при экспериментальном определении коэффициентов диффузии.

В этих уравнениях:

N_A, N_B — количество вещества, диффундирующего через единицу поверхности в единицу времени; y_A — мольная доля компонента А; c_A, c_B — мольные концентрации компонентов; p_A, p_B — парциальные давления компонентов; $p = p_A + p_B$ — общее давление газа; R — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура; x — толщина слоя, через который происходит диффузия; D — коэффициент диффузии.

Индексы 1 и 2 в приведенных выше уравнениях соответствуют направлению диффузии от точки 1 к точке 2.

Методика экспериментального определения коэффициентов диффузии относительно сложна. При расчетах процессов массопередачи используют имеющиеся в литературе экспериментальные данные, а при их отсутствии коэффициенты диффузии определяют расчетным путем.

Формулы для определения коэффициентов диффузии в газах: формула Максвелла, модифицированная Джиллилендом

$$D = 0,0043 \frac{T^{1/2}}{p (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (\text{VIII. 34})$$

формула Андрусова

$$D = \frac{0,000792 T^{1,78}}{p (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left[\frac{1}{\sqrt{M_A M_B}} + \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right] \quad (\text{VIII. 35})$$

Для коэффициентов диффузии в жидкостях можно использовать эмпирическую формулу

$$D = 7,7 \cdot 10^{-10} \frac{T}{\mu (V_A^{1/3} - V_0^{1/3})} \quad (\text{VIII. 36})$$

Более точна для этой цели формула Уилки и Чанга

$$D = 7,4 \cdot 10^{-10} \frac{(\chi M)^{1/2} T}{\mu V_A^{0,6}} \quad (\text{VIII. 37})$$

В приведенных уравнениях:

D — коэффициент диффузии, $\text{см}^2/\text{сек}$; T — абсолютная температура, $^\circ\text{K}$; p — общее давление, атм ; V — мольный объем при температуре кипения и атмосферном давлении, $\text{см}^3/\text{моль}$; M — молекулярный вес растворителя; μ — динамическая вязкость, пз ; V_0 — константа, характеризующая жидкость; χ — параметр, характеризующий степень ассоциации жидкости.

Константу V_0 принимают, например, равной 0,8 — для воды, 14,9 — для метанола и 22,8 — для бензола.

Параметр χ принимается равным 1 — для неассоциированных жидкостей, 2,6 — для воды, 1,9 — для метанола, 1,5 — для этанола.

Чтобы выразить коэффициенты диффузии в $\text{м}^2/\text{ч}$, величины, полученные по уравнениям (VIII. 34) и (VIII. 37), следует умножить на 0,36.

Изменение коэффициента диффузии при различных давлениях и температуре характеризуется следующими зависимостями:

для диффузии в газах

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5} \quad (\text{VIII. 38})$$

для диффузии в жидкостях

$$D = D_{20} [1 + b (t - 20)] \quad (\text{VIII. 39})$$

$$b = 0,2 \frac{\sqrt{\mu}}{\sqrt{\gamma}} \quad (\text{VIII. 40})$$

В формуле (VIII. 40) вязкость μ жидкости выражена в спз , а удельный вес — в $\text{кгс}/\text{м}^3$.

При диффузии компонента A в смеси инертных компонентов B , C и D коэффициент диффузии компонента A определяется по формуле

$$D_A = \frac{1 - y_A}{\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_C}{D_{AC}} + \frac{y_D}{D_{AD}}} \quad (\text{VIII. 41})$$

где y_A , y_B , y_C , y_D — мольные доли компонентов; D_{AB} , D_{AC} , D_{AD} — коэффициенты диффузии компонента A в каждом из компонентов B , C и D .

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТОВ МАССООТДАЧИ

Обобщенное выражение, описывающее процесс массоотдачи в одной из фаз, представляет собой функцию, связывающую критерии подобия

$$f(\text{Fr}, \text{Re}, \text{Sh}, \text{Sc}, \text{Ho}, \text{Fo}', \frac{l_1}{l_0}, \frac{l_2}{l_0}) = 0 \quad (\text{VIII. 42})$$

Для стационарных процессов критерии гомохронности Ho и Фурье Fo' из обобщенного выражения исключаются, и оно принимает более простой вид

$$f(\text{Fr}, \text{Re}, \text{Sh}, \text{Sc}, \frac{l_1}{l_0}, \frac{l_2}{l_0}) = 0 \quad (\text{VIII. 43})$$

Часто, когда можно пренебречь действием сил тяжести, критерий Фруда Fr также опускают, а в ряде случаев он появляется в сочетании с критерием Рейнольдса Re в виде критерия Галилея Ga . В результате уравнение (VIII. 43) для геометрически подобных систем принимает вид

$$\text{Sh} = f(\text{Re}, \text{Ga}, \text{Sc}) \quad (\text{VIII. 44})$$

Названия и значения критериев, входящих в уравнения (VIII. 42) и (VIII. 44), приведены ниже *:

| Критерий | Формула для расчета | Критерий | Формула для расчета |
|----------------------------------|---------------------|--|---------------------|
| Рейнольдса Re | wl/ν | Шервуда Sh | kl/D |
| Фруда Fr | w^2/gl | Шмидта Sc | $\mu/\rho D$ |
| Галилея Ga | gl^3/ν^2 | Модифицированный критерий Фурье Fo' | $D\tau/l^2$ |

Обозначения, используемые в выражениях критериев, соответствуют уже неоднократно упоминавшимся выше за исключением следующих величин: τ — время протекания процесса; l — определяющий линейный размер; k — коэффициент массоотдачи.

Определение коэффициентов массоотдачи в системе газ — жидкость

Уравнение массоотдачи в любой из двух взаимодействующих фаз имеет вид

$$n_A = kF \Delta c \quad (\text{VIII. 45})$$

где n_A — количество вещества, перенесенного в единицу времени, $\text{кмоль}/\text{ч}$; k — коэффициент массоотдачи, $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta c)$ ($\Delta c = 1$); F — поверхность контакта фаз, м^2 ; Δc — перепад концентрации между ядром потока и границей раздела фаз.

* Критерии Sh и Sc в советской литературе чаще именуют диффузионными критериями Нуссельта и Прандтля и обозначают Nu' и Pr' в отличие от тепловых критериев Nu и Pr . (Прим. ред.)

В зависимости от того, в каких единицах выражены концентрации, коэффициент массоотдачи k может выражаться, например, в следующих единицах:

$$k = \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{атм}}; \left(\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}} = \frac{\text{м}}{\text{ч}} \right); \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y};$$

$$\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}}; \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}}; \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}}; \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x} \quad (\text{VIII. 46})$$

В дальнейшем для облегчения сопоставления значений, полученных при помощи различных формул, коэффициенты массоотдачи будут, как правило, выражаться в м/ч . Для перехода к другим размерностям можно использовать соотношения:

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{атм}} \right] = \frac{p}{p_{B, \text{ср}} \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} T} \left[\frac{\text{м}}{\text{ч}} \right] \quad (\text{VIII. 47})$$

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y} \right] = \frac{1}{22,4} \cdot \frac{T}{273} \left[\frac{\text{м}}{\text{ч}} \right] \quad (\text{VIII. 48})$$

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}} \right] = \frac{p}{p_{B, \text{ср}} \cdot 760 \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} T} \left[\frac{\text{м}}{\text{ч}} \right] \quad (\text{VIII. 49})$$

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x} \right] = \frac{p_B}{M_B} \left[\frac{\text{м}}{\text{ч}} \right] \quad (\text{VIII. 50})$$

где T — температура процесса, $^{\circ}\text{К}$; p — общее давление, атм ; $p_{B, \text{ср}}$ — среднее давление инертного компонента, атм ; M_B — средняя масса 1 кмоль жидкости, кг/кмоль ; p_B — средняя плотность жидкости, кг/м^3 .

Ниже приведены некоторые формулы для расчета коэффициентов массоотдачи в аппаратах различных типов*.

Колонны с орошаемыми стенками. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе может быть найден из следующих уравнений.

При ламинарном движении газа, если $\text{ReSc} \frac{d}{h} < 4,5$, то

$$\text{Sh} = 0,5 \text{ReSc} \frac{d}{h} \quad (\text{VIII. 51})$$

Если

$$\text{ReSc} \frac{d}{h} > 13$$

то

$$\text{Sh} = 1,62 \text{Re}^{1/3} \text{Sc}^{1/3} \left(\frac{d}{h} \right)^{1/3} \quad (\text{VIII. 52})$$

При турбулентном движении газа

$$\text{Sh} = 0,023 \text{Re}^{0,83} \text{Sc}^{0,44} \quad (\text{VIII. 53})$$

* Более подробные сведения, необходимые для применения в расчетах наиболее надежных формул, см. Р а м м В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966. (Прим. ред.)

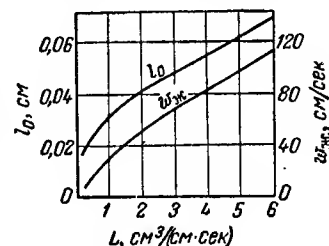
где $\text{Sh} = \frac{k_r d}{D}$ — критерий Шервуда; $\text{Re} = \frac{\omega d \rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса; $\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho D}$ — критерий Шмидта; k_r — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/ч ; d — диаметр колонны, м ; ω — скорость газа в пустой колонне, м/сек ; ρ — плотность газа, кг/м^3 ; D — коэффициент диффузии газа, $\text{м}^2/\text{сек}$; μ — динамическая вязкость, $\text{н} \cdot \text{сек/м}^2$; h — высота колонны, м .

Для малых колонн диаметром 25 мм можно пользоваться формулой Морриса и Джексона

$$k_r = 36,1 C \rho_A \omega^{0,75} p^{0,75} \left(\frac{293}{T} \right)^{0,56} \quad (\text{VIII. 53a})$$

где k_r — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{атм})$; $C = \left(\frac{\rho_A}{\mu_A} \right)^{0,25} D^{0,5}$ — характеристическая константа абсорбируемого газа, определяемая при 20°C ; $\omega = \omega_r + \omega_{\text{ж}}$ — относительная скорость газа и жидкости, м/сек ; ω_r — фиктивная скорость газа (в пустой колонне), м/сек ; $\omega_{\text{ж}}$ — скорость жидкой пленки (рис. VIII-3), м/сек ; ρ_A — плотность абсорбируемого газа при 20°C , кг/м^3 ; p — общее давление, атм ; T — абсолютная температура процесса, $^{\circ}\text{К}$.

Рис. VIII-3. Зависимость толщины l_0 и скорости $\omega_{\text{ж}}$ пленки жидкости от линейной плотности орошения L для колонны с орошаемыми стенками.



Константа C имеет, например, значение 0,72 — для N_2 , NH_3 и H_2 ; 0,54 — для SO_2 и Cl_2 ; 0,61 — для CO_2 .

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рекомендуют пользоваться уравнением

$$\text{Sh} = 0,725 \text{Re}^{0,33} \text{Sc}^{0,5} \left(\frac{l_0}{D} \right)^{0,5} \quad (\text{VIII. 54})$$

где $\text{Re} = \frac{4\Gamma}{\mu}$ — модифицированный критерий Рейнольдса; $l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g} \right)^{1/3}$ — толщина пленки жидкости (см. рис. VIII-3), выполняющая роль определяющего линейного размера в критерии Шервуда; $\Gamma = \frac{Q_{\text{ж}}}{\Pi}$ — массовая линейная плотность орошения, $\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{сек})$; $Q_{\text{ж}}$ — массовый расход, кг/сек ; Π — смоченный периметр, м .

Насадочные колонны. Для больших колонн с насадкой из колец Рашига при определении коэффициента k_r , отнесенного к полной геометрической поверхности насадки, можно пользоваться уравнением Ван-Кревелена и Хофтицера

$$\text{Sh} = C \text{Re}^{0,8} \text{Sc}^{0,33} \quad (\text{VIII. 55})$$

где $\text{Re} = \frac{q_r}{\sigma \mu}$ — модифицированный критерий Рейнольдса для насадочных колонн; $C = 0,1 - 0,2$ — безразмерная константа (Хоблер рекомендует $C = 0,11$);

q_g — массовая фиктивная скорость газа, $кг/(м^2 \cdot сек)$; σ — удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$.

Здесь в критерии Шервуда определяющим линейным размером является диаметр шара такого же объема, что и элемент насадки.

Для колонн с деревянной хордовой насадкой уравнение (VIII.55) принимает вид

$$Sh = 0,04C Re^{0,8} Sc^{0,33} \quad (VIII. 56)$$

где $C = 0,875 + \frac{4\sqrt{Re} l^2}{d_{эkv} h}$ — поправочный множитель; $d_{эkv} = 2t$ — эквивалентный

диаметр насадки, $м$; $Re = \frac{q_g d_{эkv}}{\mu}$ — модифицированный критерий Рейнольдса; l — толщина досок насадки, $м$; h — высота досок, $м$; t — расстояние между досками, $м$; ϵ — свободный объем насадки $м^3/м^3$.

Для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе в насадочных колоннах можно использовать метод Морриса и Джексона. При этом коэффициент массоотдачи для колонны с насадкой находят путем умножения коэффициента массоотдачи для лабораторной колонны с орошаемой стенкой, определяемого по уравнению (VIII.53а), на множитель R_g , характерный для каждого типа насадки (см. табл. IX-1). В этом случае значения скоростей, входящих в уравнение (VIII.53а) для насадки, имеют следующий смысл:

$w = w_g + w_{ж}$ — относительная скорость газа у поверхности жидкости, $м/сек$; $w_g = w_{ф}/\epsilon$ — скорость газа в насадке, $м/сек$; $w_{ф}$ — фиктивная скорость газа (отнесенная ко всему сечению колонны), $м/сек$; $w_{ж}$ — скорость пленки жидкости на поверхности насадки, являющаяся функцией объемной плотности орошения L (рис. VIII-4); L — объемная плотность орошения, $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

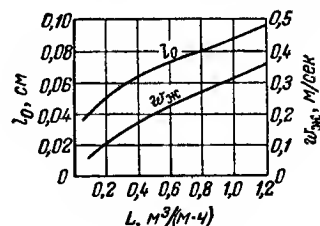


Рис. VIII-4. Зависимость толщины l_0 и скорости пленки жидкости $w_{ж}$ от плотности орошения L для насадочной колонны.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рекомендуется уравнение

$$Sh = C Re^m Sc^n \quad (VIII. 57)$$

где C , m и n — константы, значения которых зависят от характеристик насадки (табл. VIII-1).

В качестве определяющего линейного размера в критерии Шервуда [уравнение (VIII.57)] берут величину l_0 , определяемую по уравнению

$$l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g} \right)^{1/3}$$

Таблица VIII-1. Значения констант C , m и n в формуле (VIII.57)

| Насадка | Диаметр насадки, мм | C | m | n | Предел плотности орошения, $кг/(м^2 \cdot ч)$ |
|----------------------------------|---------------------|--------|------|------|---|
| Кольца Рашига | 25—50 | 0,006 | 0,78 | 0,5 | 980—156 160 |
| » » | 12 | 0,0082 | 0,65 | 0,5 | 980—156 160 |
| Седла Берля | 12—37 | 0,007 | 0,72 | 0,5 | 980—156 160 |
| Кольца и куски навалом | — | 0,0015 | 0,66 | 0,33 | > 3 000 |
| Кольца Рашига | 12—50 | 0,013 | 0,5 | 0,5 | > 380 |

В выражение для критерия Рейнольдса подставляют эквивалентный диаметр, определяемый в данном случае следующим образом

$$d_{эkv} = \frac{1}{\sigma}$$

где σ — удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$.

Величину l_0 , а также скорость пленки $w_{ж}$ можно определить по графику, приведенному на рис. VIII-4.

Из уравнений, полученных путем подстановки значений констант из табл. VIII-1 в общее уравнение (VIII.57), наименьшие значения коэффициента массоотдачи получают по уравнению Ван-Кревелена:

$$Sh = 0,015 Re^{0,66} Sc^{0,33} \quad (VIII. 58)$$

где $Re = \frac{q_{ж}}{\sigma \mu}$ — критерий Рейнольдса для жидкости; $q_{ж}$ — массовая плотность орошения, $кг/(м^2 \cdot сек)$.

В уравнении (VIII.58) эквивалентный диаметр относят к смоченной поверхности насадки.

Указанный выше метод Морриса и Джексона можно использовать также для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе для насадочных колонн. При этом коэффициент массоотдачи $k_{ст}$ в жидкой фазе, найденный для стандартной дисковой лабораторной колонны, умножают на коэффициент пересчета $R_{ж}$:

$$k_{ст} = 147 C_{ж} L^{0,7} f(t) \quad (VIII. 59)$$

$$k_{ж} = k_{ст} R_{ж} \quad (VIII. 60)$$

где $C_{ж} = \left(\frac{\rho_{ж}}{\mu_{ж}} \right)^{0,2} D^{0,5}$ — константа для жидкости при $20^\circ C$; $f(t) = \left(\frac{T}{293} \right)^{0,5} \times \frac{\mu_{ж, 20^\circ C}}{\mu_{ж}}$ — температурная поправка; L — линейная плотность орошения, $м^3/(м \cdot ч)$; $R_{ж}$ — коэффициент, характеризующий насадку (см. стр. 307).

Константа $C_{ж}$ для водной абсорбции при $20^\circ C$ имеет следующие значения: $C_{ж} = 0,011$ для N_2 , NH_3 , C_2H_2 , CO и $C_{ж} = 0,010$ для SO_2 , CO_2 и H_2S .

Тарельчатые колонны. Для определения коэффициента массоотдачи при $w_r > 0,15$ м/сек и $w_{ж} > 0,01$ м/сек можно пользоваться уравнением Ван-Кревелена, модифицированным Хоблером

$$\frac{k_{0,r} V}{G} = 4,10 Sc^{-2/3} w_{ж}^{0,25} \quad (VIII. 61)$$

где $k_{0,r}$ — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный к объему жидкости на тарелке, 1/ч; $V = SH$ — объем пены на тарелке, м³; S — площадь поперечного сечения колонны, м²; H — высота слоя пены на тарелке, м; $w_{ж}$ — скорость жидкости на тарелке, м/сек; G — расход газа, м³/ч.

Можно также использовать уравнение

$$Sh = 0,69 Sc^{0,5} Re^{0,72} Ga^{0,24} \quad (VIII. 62)$$

где $Ga = \frac{gt^3}{\nu^2}$ — критерий Галилея для газовой фазы; $t = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho_{ж} g}$ — высота слоя светлой жидкости на тарелке, м; $\Delta p_{ст}$ — гидростатическое давление слоя пены, находящегося на тарелке, н/м²; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³.

В качестве определяющего размера в критерии Sh , Re и Ga входит величина l .

Дытнерский и Касаткин получили следующее уравнение для расчета массоотдачи в тарельчатых колоннах:

$$Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} \Gamma_c \quad (VIII. 63)$$

где $\Gamma_c = \frac{\Delta p_{ст}}{l g \rho}$ — критерий, характеризующий гидравлическое сопротивление системы; $Re = \frac{w l \rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса; ε — газосодержание слоя пены.

В качестве линейного размера в уравнении (VIII. 63) берут 1 м.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе можно использовать уравнение

$$Sh = 0,23 Sc^{0,5} Re^{1,10} Ga^{0,24} \Gamma^{-1} \quad (VIII. 64)$$

где $\Gamma = h_{ст}/h_{п}$ — геометрический симплекс; $h_{ст}$ — статическая высота слоя светлой жидкости на тарелке, м; $h_{п}$ — высота слоя пены на тарелке, м.

Можно также применять уравнение (VIII. 63) с модифицированным выражением критерия Рейнольдса для жидкой фазы

$$Re = \frac{w_{ж} l \rho}{(\Gamma - \varepsilon) \mu}$$

В уравнениях (VIII. 62) и (VIII. 64) коэффициент массоотдачи отнесен ко всей работающей площади тарелки; в уравнении (VIII. 63) величина k_r отнесена к свободному сечению тарелки.

Уравнения (VIII. 62) и (VIII. 64) получены на основании экспериментальных данных с учетом предположения, что перемешивание жидкости на тарелке является идеальным. Уравнение (VIII. 63) учитывает реальное изменение концентрации жидкости вдоль тарелки.

Формулы для определения коэффициентов массоотдачи для отдельных систем газ — жидкость. Процесс абсорбции двуокиси серы водой в насадочных колоннах описывается уравнениями

$$k_r \sigma = 0,0994 q_r^{0,7} q_{ж}^{0,25} \quad (VIII. 65)$$

$$k_{ж} \sigma = b q_{ж}^{0,82} \quad (VIII. 66)$$

а процесс абсорбции аммиака водой

$$k_r \sigma = 0,040 q_r^{0,72} q_{ж}^{0,38} \quad (VIII. 67)$$

$$k_{ж} \sigma = 0,027 q_{ж}^{0,78} \quad (VIII. 67a)$$

где k_r — коэффициент абсорбции в газовой фазе, кмоль/(м² · ч · атм); $k_{ж}$ — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/ч; q_r , $q_{ж}$ — массовая фиктивная скорость газа и жидкости, кг/(м² · ч); b — константа, зависящая от температуры.

Для температур 10, 20 и 30°С константа b принимает значения 0,0093; 0,0116 и 0,0143 соответственно.

Выражения (VIII. 67) и (VIII. 67a) действительны при температуре $t = 30^\circ\text{C}$ для насадки из колец Рашига диаметром $d = 38$ мм.

Абсорбция двуокиси углерода водой описывается уравнением

$$k_{ж} \sigma = 2,57 w_{ж}^{0,96} \quad (VIII. 68)$$

Определение коэффициентов массоотдачи в системе пар — жидкость *

При отсутствии других данных для расчета коэффициентов массоотдачи в этой системе могут быть использованы формулы, рекомендуемые для систем газ — жидкость. Кроме того, получены некоторые специальные соотношения для описания процессов ректификации.

Насадочные колонны. Пари рекомендует следующую формулу:

$$k_r = \frac{1}{\varepsilon} \cdot \frac{G}{S p} Re^{-0,25} Sc^{-0,67} \quad (VIII. 69)$$

где k_r — коэффициент массоотдачи, кмоль/(м² · ч · атм); Re — критерий Рейнольдса; S — площадь поперечного сечения колонны, м²; G — расход пара, кмоль/ч; p — общее давление в колонне, ат.

Тарельчатые колонны. Плановский и Касаткин рекомендуют следующие уравнения:

для паровой фазы

$$Sh = 0,79 Re + 1,1 \cdot 10^4 \quad (VIII. 70)$$

$$Sh = (1,1 \dots 2) Re^{0,9} Sc^{0,25} \quad (VIII. 71)$$

для жидкой фазы (при ректификации спиртов и ацетона)

$$Sh = 3,8 \cdot 10^4 Sc^{0,62} \quad (VIII. 72)$$

* Более подробные сведения по этому вопросу см. Стабииков В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1966. (Прим. ред.)

В уравнениях (VIII.70) и (VIII.72) в качестве определяющего размера берут $l = 1$ м, а в уравнении (VIII.71) — выражение

$$l = \left(\frac{2\sigma_{ж}}{\rho g} \right)^{0,5} \quad (\text{VIII.73})$$

где $\sigma_{ж}$ — поверхностное натяжение, н/м.

В уравнениях (VIII.70) — (VIII.73) коэффициенты массоотдачи отнесены ко всей работающей площади тарелки.

Определение коэффициентов массоотдачи в системе жидкость — жидкость *

Для капель, падающих через слой воды, при $Re = 50-800$ можно пользоваться соотношением

$$Sh = -178 + 3,62 Re^{0,5} Sc^{0,5} \quad (\text{VIII.74})$$

где в критерий Рейнольдса входит скорость падения капель и их эквивалентный диаметр.

Определение коэффициентов массопередачи

Коэффициенты массопередачи и массоотдачи связаны между собой соотношениями:

$$K_r = \frac{1}{\frac{1}{k_r} + \frac{m}{k_{ж}}} \quad (\text{VIII.75})$$

$$K_{ж} = \frac{1}{\frac{1}{mk_r} + \frac{1}{k_{ж}}} \quad (\text{VIII.76})$$

где K_r , $K_{ж}$ — коэффициенты массопередачи, вычисленные при выражении движущей силы через концентрации в газе и жидкости (соответственно); m — наклон линии равновесия, выраженный в тех же единицах, что и коэффициенты массоотдачи k_r и $k_{ж}$.

Наклон m линии равновесия можно определить графически или рассчитать по соотношению (VIII.7). Если относительная летучесть постоянна, то m можно определить путем дифференцирования (VIII.14) и подстановки соответствующих значений переменных x и y .

ПРИМЕРЫ

Пример VIII.1. Определить количество водорода, которое можно растворить в 100 г воды при 25°С. Водород поглощается из газовой смеси, общее давление которой равно 760 мм рт. ст.,

* Более подробные сведения по этому вопросу см. Трейбал Р., Жидкостная экстракция, Изд. «Химии», 1966. (Прим. ред.)

а парциальное давление водорода 200 мм рт. ст. При 25°С константа Генри для водорода $H = 7,07 \cdot 10^4$ атм.

Решение. Согласно закону Генри (уравнение VIII.1)

$$x_{H_2}^* = \frac{p_{H_2}}{H_{H_2}}$$

Так как константа H выражена в физических атмосферах, переводим парциальное давление водорода в эти единицы:

$$p_{H_2} = \frac{200}{760} = 0,263 \text{ атм}$$

$$x_{H_2} = \frac{0,263}{7,07 \cdot 10^4} = 3,715 \cdot 10^{-6} \text{ мол. доли}$$

Для перевода концентрации из мольных долей x_{H_2} в граммы водорода на 100 г воды пересчитываем сначала мольную долю в относительную мольную концентрацию по уравнению (VIII.4)

$$X = \frac{x}{1-x}$$

Отсюда концентрация водорода (в г/100 г воды):

$$c_{H_2} = \frac{x_{H_2}}{1-x_{H_2}} \cdot \frac{M_{H_2}}{M_{H_2O}} \cdot 100$$

где M_{H_2} — молекулярный вес H_2 ; M_{H_2O} — молекулярный вес воды.

Подставив числовые значения, получим

$$c_{H_2} = \frac{3,715 \cdot 10^{-6}}{1-3,715 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{2}{18} \cdot 100 = 4,151 \cdot 10^{-5} \text{ г } H_2/100 \text{ г воды}$$

Пример VIII.2. Определить, каково должно быть давление кислорода, чтобы его растворимость в воде при температуре 25°С составляла $c_{O_2} = 0,03$ г/100 г воды.

Значения константы Генри при 25°С зависят от давления и приведены ниже:

| | | | |
|-------------------------|------|------|------|
| p_{O_2} , мм рт. ст. | 760 | 5620 | 6350 |
| $H \cdot 10^{-4}$, атм | 4,38 | 4,89 | 4,95 |

Решение. Определяем сначала мольную долю кислорода, соответствующую требуемой концентрации

$$x_{O_2} = \frac{0,03/32}{(0,03/32) + (100/18)} = 1,688 \cdot 10^{-4}$$

Так как константа Генри в рассматриваемом примере является функцией давления, а в задаче и требуется определить давление, при котором происходит растворение, будем решать ее методом подбора. Принимая некоторое значение

давления, по величине константы H при этом давлении находим давление кислорода из закона Генри. Вычисления продолжим до тех пор, пока полученное значение давления не окажется достаточно близким принятому.

Приближение I. Принимаем, что абсорбция происходит при давлении 760 мм рт. ст.

$$p = Hx$$

где $H = 4,38 \cdot 10^4$ атм;

$$p = 4,38 \cdot 10^4 \cdot 1,688 \cdot 10^{-4} = 7,39 \text{ атм} = 5620 \text{ мм рт. ст.}$$

Вычисленное значение p очень сильно отличается от принятого.

Приближение II. Полагаем, что абсорбция происходит при $p = 7,39$ атм. В этом случае $H = 4,89 \cdot 10^4$ атм

$$p = 4,89 \cdot 10^4 \cdot 1,688 \cdot 10^{-4} = 8,25 \text{ атм} = 6350 \text{ мм рт. ст.}$$

Приближение III. Так как и во втором приближении вычисленное значение получилось выше принятого, принимаем для ускорения расчета давление несколько выше вычисленного в предыдущем приближении, равное $p = 8,36$ атм = 6350 мм рт. ст. Тогда $H = 4,95 \cdot 10^4$ атм; $p = 4,95 \cdot 10^4 \cdot 1,688 \cdot 10^{-4} = 8,36$ атм = 6350 мм рт. ст.

Принятое и вычисленное значения давления совпадают. Значит, необходимое давление кислорода для получения концентрации кислорода 0,03 г/100 г воды равно 8,36 атм.

Пример VIII.3. Построить кривую равновесия для системы аммиак — воздух — вода при 20°C и 760 мм рт. ст., используя для этого закон Генри (значение константы Генри $H = 2,74$ атм). Сравнить полученную кривую с кривой, построенной по экспериментальным данным о растворимости аммиака в воде при 20°C, приведенным ниже:

| | | | | | | | | | |
|---|----|-----|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|
| Парциальное давление p_{NH_3} , мм рт. ст. | 2 | 2,5 | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 40 |
| Концентрация NH_3 в воде c_{NH_3} , г/100 г воды | 12 | 15 | 31,7 | 69,6 | 114 | 166 | 227 | 298 | 470 |

Решение. Воспользуемся выражением закона Генри в виде уравнения (VIII.3)

$$y_{\text{NH}_3}^* = \frac{H_{\text{NH}_3}}{p} x_{\text{NH}_3}$$

Зная значения константы H и давления p и подставляя в это уравнение различные величины независимой переменной x , находим соответствующие значения переменной y^* :

| | | | | | | | |
|-----------------------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| x | 0,02 | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,25 | 0,3 |
| $y^* = \frac{H}{p} x$ | 0,0548 | 0,137 | 0,274 | 0,411 | 0,548 | 0,685 | 0,822 |

По этим значениям x и y^* строим линию равновесия (рис. VIII-5, кривая 1).

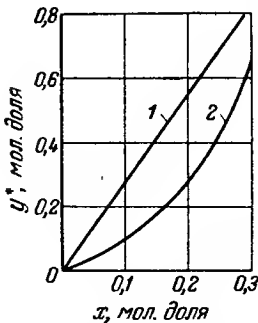


Рис. VIII-5. Равновесие в системе аммиак — воздух — вода при 20°C и 760 мм рт. ст. (к примеру VIII-3):
1 — по закону Генри; 2 — по экспериментальным данным.

Для построения линии равновесия по экспериментальным данным пересчитываем сначала концентрацию аммиака, выраженную в г/100 г воды, в молярные доли по формуле

$$x = \frac{c_{\text{NH}_3}/17}{c_{\text{NH}_3}/17 + 100/18}$$

где 17 и 18 — молекулярные веса аммиака и воды соответственно.

Значения молярной доли аммиака в газовой фазе определяем, зная парциальное давление и общее давление (табл. VIII-2), по формуле

$$y^* = \frac{p_{\text{NH}_3}}{760}$$

Таблица VIII-2. Равновесные концентрации аммиака (система аммиак — воздух — вода)

| c_{NH_3} , г/100 г воды | p_{NH_3} , мм рт. ст. | y^* | x | c_{NH_3} , г/100 г воды | p_{NH_3} , мм рт. ст. | y^* | x |
|----------------------------------|--------------------------------|--------|--------|----------------------------------|--------------------------------|--------|-------|
| 2 | 12 | 0,0158 | 0,0207 | 20 | 166 | 0,2182 | 0,175 |
| 2,5 | 15 | 0,0197 | 0,0258 | 25 | 227 | 0,2986 | 0,209 |
| 5 | 31,7 | 0,0417 | 0,0503 | 30 | 298 | 0,392 | 0,241 |
| 10 | 69,6 | 0,0915 | 0,0957 | 40 | 470 | 0,618 | 0,296 |
| 15 | 114 | 0,150 | 0,136 | | | | |

Результаты расчета приведены в табл. VIII-2 и на рис. VIII-5 (кривая 2). Как видно из этого рисунка, закон Генри дает значительные отклонения от экспериментальных данных. Поэтому для хорошо растворимых газов, как правило, не следует пользоваться законом Генри.

Пример VIII.4. Построить равновесные линии для процесса абсорбции двуокиси серы водой в координатах $y-x$ и $Y-X$, пользуясь экспериментальными данными, полученными при $t = 20^\circ\text{C}$ и общем давлении 760 мм рт. ст.:

| | | | | | | | | | |
|--|------|------|-----|-----|------|-----|-----|----|-----|
| Парциальное давление SO_2 , p_{SO_2} , мм рт. ст. | 0,5 | 1,2 | 3,2 | 8,5 | 14,1 | 26 | 38 | 59 | 92 |
| Концентрация SO_2 , c_{SO_2} , г/100 г воды | 0,02 | 0,05 | 0,1 | 0,2 | 0,3 | 0,5 | 0,7 | 1 | 1,5 |

Решение. Для пересчета концентраций SO_2 , выраженной в г/100 г воды, используем формулу

$$x = \frac{c_{\text{SO}_2}/64}{c_{\text{SO}_2}/64 + 100/18}$$

где 64 и 18 — молекулярные веса SO_2 и воды соответственно.

Для выражения концентрации в относительных молярных единицах применяют уравнения (VIII.4):

$$Y = \frac{y}{1-y}; \quad X = \frac{x}{1-x}$$

При определении молярной доли двуокиси серы в газе необходимо учитывать давление паров воды при соответствующей температуре (в данном случае

$t = 20^\circ \text{C}$):

$$y^* = \frac{p_{\text{SO}_2}}{p - p_{\text{H}_2\text{O}}}$$

где $p_{\text{H}_2\text{O}}$ — давление паров воды; $p_{\text{H}_2\text{O}} = 17,54 \text{ мм рт. ст.}$

Т а б л и ц а VIII-3. Равновесные концентрации SO_2 (система SO_2 — воздух — вода)

| $p_{\text{SO}_2}, \text{ мм рт. ст.}$ | $c_{\text{SO}_2}, \text{ г/100 г воды}$ | x | y^* | X | Y^* |
|---------------------------------------|---|----------|---------|----------|---------|
| 92 | 1,5 | 0,00421 | 0,1237 | 0,00423 | 0,141 |
| 59 | 1 | 0,0028 | 0,0795 | 0,00281 | 0,0864 |
| 38 | 0,7 | 0,00196 | 0,0512 | 0,00196 | 0,0540 |
| 26 | 0,5 | 0,00140 | 0,0350 | 0,00140 | 0,0359 |
| 14,1 | 0,3 | 0,00084 | 0,0190 | 0,00084 | 0,0194 |
| 8,5 | 0,2 | 0,00056 | 0,01145 | 0,00056 | 0,0115 |
| 3,2 | 0,1 | 0,00028 | 0,00431 | 0,00028 | 0,00433 |
| 1,2 | 0,05 | 0,00014 | 0,00162 | 0,00014 | 0,00162 |
| 0,5 | 0,02 | 0,000056 | 0,00067 | 0,000056 | 0,00067 |

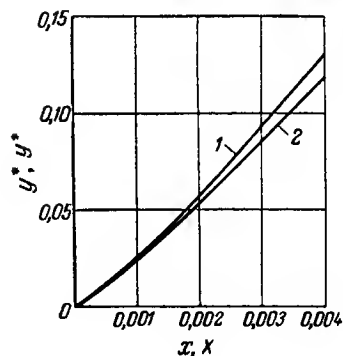


Рис. VIII-6. Равновесие в системе SO_2 — вода при 20°C и 760 мм рт. ст. (к примеру VIII. 4):

1 — $y^* = f(x)$; 2 — $Y^* = f(X)$.

сливаются, так как концентрации в мольных долях близки к относительным мольным концентрациям.

Пример VIII.5. Пользуясь уравнением Антуана, определить давление паров бензола и толуола в интервале температур 70 — 120°C . Числовые значения констант, входящих в уравнения Антуана, приведены ниже:

| | A | B | C |
|------------|---------|----------|---------|
| Бензол . . | 6,89745 | 1206,350 | 220,237 |
| Толуол . . | 6,95334 | 1343,943 | 219,377 |

Решение. Уравнение Антуана (VIII. 12):

$$\lg P = A - \frac{B}{(t - C)}$$

Подставляем в это уравнение различные значения температуры t и определяем соответствующие значения давления P , выраженные в мм рт. ст.

При температуре $t = 70^\circ \text{C}$ получаем:
для бензола

$$\lg P_1 = 6,89745 - \frac{1206,350}{70 + 220,237} = 2,74137$$

$$P_1 = 551,3 \text{ мм рт. ст.}$$

для толуола

$$\lg P_2 = 6,95334 - \frac{1343,943}{70 + 219,377} = 2,30908$$

$$P_2 = 203,76 \text{ мм рт. ст.}$$

Действуя аналогично для других температур, получим результаты, приведенные в табл. VIII-4.

Т а б л и ц а VIII-4. Давление паров бензола (p_1) и толуола (p_2) в интервале температур 70 — 120°C (в мм рт. ст.)

| Температура, $^\circ \text{C}$ | Бензол (p_1) | | Толуол (p_2) | | Температура, $^\circ \text{C}$ | Бензол (p_1) | | Толуол (p_2) | |
|--------------------------------|------------------|-------------------|------------------|-------------------|--------------------------------|------------------|-------------------|------------------|-------------------|
| | вычисленное | экспериментальное | вычисленное | экспериментальное | | вычисленное | экспериментальное | вычисленное | экспериментальное |
| 70 | 551,3 | 542 | 203,76 | 205 | 100 | 1350 | 1335 | 556 | 555 |
| 75 | 648 | 640 | 244,3 | 250 | 105 | 1543 | 1532 | 655 | 650 |
| 80 | 758 | 748 | 291,2 | 294 | 110 | 1756 | 1730 | 747 | 747 |
| 80,18 | 762 | 760 | 291,6 | 300 | 110,6 | 1783 | — | 759,4 | 760 |
| 85 | 882 | 876 | 345 | 352 | 115 | 1990 | 1978 | 859 | 862 |
| 90 | 1021 | 1013 | 407 | 408 | 120 | 2250 | 2230 | 985 | 990 |
| 95 | 1177 | 1170 | 477 | 481 | | | | | |

Из таблицы видно, что вычисленные значения очень близки к экспериментальным.

Пример VIII.6. Определить наклон кривой равновесия $m_y = \frac{dy^*}{dx}$ для системы вода — аммиак — воздух при температуре $t = 20^\circ \text{C}$ и давлении $p = 760 \text{ мм рт. ст.}$ в точках $c_1 = 10 \text{ г } \text{NH}_3/100 \text{ г воды}$ и $c_2 = 30 \text{ г } \text{NH}_3/100 \text{ г воды}$.

Решение. Мольные доли компонентов в газе и в жидкости, соответствующие этим точкам, берем из табл. VIII-2 примера VIII. 3:

$$x_1 = 0,0957 \quad \text{и} \quad y_1^* = 0,0915$$

$$x_2 = 0,241 \quad \text{и} \quad y_2^* = 0,392$$

Наклон кривой m_y в указанных двух точках определяем по уравнению (VIII. 7)

$$m_y = k_y \frac{\lg(y_2^*/y_1^*)}{\lg(x_2/x_1)} = k_y C$$

$$C = \frac{\lg(0,392/0,0915)}{\lg(0,241/0,0957)} = 1,58$$

Значения константы k_y в этих точках:

$$k_{y_1} = \frac{y_1^*}{x_1} = \frac{0,0915}{0,0957} = 0,956$$

$$k_{y_2} = \frac{y_2^*}{x_2} = \frac{0,392}{0,241} = 1,625$$

Подставив эти значения в уравнение (VIII. 7), получим

$$m_{y_1} = k_{y_1} C = 0,956 \cdot 1,58 = 1,51$$

$$m_{y_2} = k_{y_2} C = 1,625 \cdot 1,58 = 2,57$$

Определим теперь соответствующие значения из графика, приведенного на рис. VIII-5: $m_{y_1} = 1,385$; $m_{y_2} = 3,02$.

Между величинами, полученными обоими методами, имеется большое различие. Это объясняется большой удаленностью друг от друга взятых точек. Если дополнительно взять промежуточную точку, то значения, полученные аналитически и графически, будут ближе друг к другу. Так, выбрав в качестве промежуточных значений $y_m = 0,2182$ и $x_m = 0,175$, получим

$$k_m = \frac{0,2182}{0,175} = 1,25$$

$$C_2 = \frac{\lg \frac{0,392}{0,2182}}{\lg \frac{0,241}{0,175}} = 1,832$$

$$C_1 = \frac{\lg \frac{0,2182}{0,0915}}{\lg \frac{0,175}{0,0957}} = 1,44$$

$$m_{y_1} = k_{y_1} C_1 = 0,956 \cdot 1,44 = 1,377$$

$$m_{y_2} = k_{y_2} C_2 = 1,625 \cdot 1,832 = 2,977$$

Как видно, в этом случае вычисленные значения уже очень мало отличаются от полученных графическим путем.

Пример VIII. 7. Построить в диаграмме $y-x$ линию равновесия для системы *n*-пентан — *n*-гексан при давлении 765 мм рт. ст. Построить также диаграмму $t-x, y$ для этой системы. Данные об изменении давления паров чистых компонентов при различной температуре приведены в табл. VIII-5.

Таблица VIII-5. К построению кривой равновесия для системы *n*-пентан — *n*-гексан

| Температура, °С | Давление паров, мм рт. ст. | | $p - P_2$ | $P_1 - P_2$ | $x = \frac{p - P_2}{P_1 - P_2}$ | $y^* = \frac{P_1}{p} x$ |
|-----------------|----------------------------|------------------------|-----------|-------------|---------------------------------|-------------------------|
| | <i>n</i> -пентан P_1 | <i>n</i> -гексан P_2 | | | | |
| 36,3 | 765 | 236 | 529 | 529 | 1,00 | 1,00 |
| 43 | 961 | 326 | 439 | 635 | 0,691 | 0,868 |
| 49 | 1162 | 398 | 367 | 764 | 0,480 | 0,730 |
| 54 | 1352 | 472 | 293 | 880 | 0,333 | 0,588 |
| 57 | 1463 | 532 | 233 | 931 | 0,250 | 0,478 |
| 60 | 1603 | 582 | 183 | 1021 | 0,179 | 0,375 |
| 63 | 1751 | 639 | 126 | 1112 | 0,113 | 0,259 |
| 66 | 1906 | 702 | 63 | 1204 | 0,0523 | 0,130 |
| 69 | 2160 | 765 | 0 | 1395 | 0 | 0 |

Решение. Находим равновесные концентрации обоих компонентов по уравнениям (VIII. 10) и (VIII. 11)

$$x = \frac{p - P_2}{P_1 - P_2}$$

$$y^* = \frac{P_1}{p} x$$

При $t = 43^\circ \text{С}$ давления паров $P_1 = 961$ мм рт. ст. и $P_2 = 326$ мм рт. ст.; подставив эти значения в предыдущие выражения при общем давлении $p = 765$ мм рт. ст., получим

$$x = \frac{765 - 326}{961 - 326} = 0,692$$

$$y^* = \frac{961}{765} \cdot 0,692 = 0,869$$

Результаты аналогичных расчетов для интервала температур между точками кипения обоих чистых компонентов также приведены в табл. VIII-5. Полученные

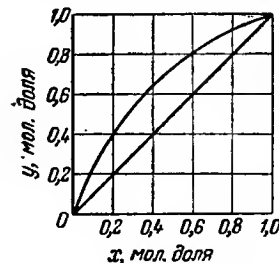


Рис. VIII-7. Равновесие в системе *n*-пентан — *n*-гексан.

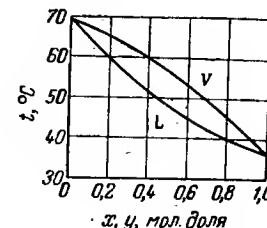


Рис. VIII-8. Диаграмма $t-x, y$ для системы *n*-пентан — *n*-гексан

результаты представлены графически на рис. VIII-7 и рис. VIII-8. На последнем рисунке кривая L , называемая кривой кипения, характеризует равновесный состав жидкой фазы (t, x), а кривая V , называемая кривой конденсации, — равновесный состав пара (t, y^*).

Пример VIII.8. Для системы бензол — дихлорэтан известны давления паров, соответствующие температуре кипения каждого компонента. Так, при температуре кипения бензола $t_1 = 80,18^\circ\text{C}$ давление паров бензола и дихлорэтана составляет $P_1 = 760$ мм рт. ст. и $P_2 = 682$ мм рт. ст., а при температуре кипения дихлорэтана давления паров соответственно равны $P_1 = 842$ мм рт. ст. и $P_2 = 760$ мм рт. ст.

Определить равновесные составы при указанных температурах, используя уравнение Фенске.

Решение. Уравнение Фенске (VIII.14)

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

где относительная летучесть α определяется по уравнению (VIII.13)

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2}$$

Правомерность применения уравнения Фенске обусловлена постоянством значения α во всем рассматриваемом интервале давлений. Для решения задачи необходимо проверить, соблюдается ли это условие.

При температуре кипения бензола

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} = \frac{760}{682} = 1,113$$

При температуре кипения дихлорэтана

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} = \frac{842}{760} = 1,109$$

Следовательно, в интервале давлений, соответствующих температурам кипения чистых компонентов, относительная летучесть остается приблизительно постоянной.

Для повышения точности расчетов воспользуемся средним значением относительной летучести

$$\alpha = \frac{1,113 + 1,109}{2} = \frac{2,222}{2} = 1,111$$

Подставляем в уравнение Фенске различные значения x и определяем соответствующие значения y^* . Так, при $x = 0,05$

$$y^* = \frac{1,111 \cdot 0,05}{1 + (1,111 - 1) \cdot 0,05} = 0,055$$

и т. д.

Результаты расчета приведены в табл. VIII-6, из которой видно, что вычисленные значения очень мало отличаются от экспериментальных.

Пример VIII.9. Система ацетон — хлороформ при давлении 760 мм рт. ст. образует азеотропную смесь состава $y = x = 0,335$ мол. доли с максимумом температуры кипения $t_k = 64,5^\circ\text{C}$. При этой температуре давление паров ацетона $P_1 = 1000$ мм рт. ст., а хлороформа $P_2 = 858$ мм рт. ст.

Построить линию равновесия, пользуясь уравнением ван-Лаара.

Таблица VIII-6. Сопоставление равновесных составов фаз, вычисленных из уравнения Фенске, с экспериментальными данными (система бензол — дихлорэтан)

| Температура, °C | Экспериментальные значения | | | | Вычисленные значения | | |
|-----------------|---------------------------------------|-------|----------------------------|--------------------------------|----------------------------------|----------------------------|--------------------------------|
| | давление насыщенных паров, мм рт. ст. | | мольная доля НК в паре y | мольная доля ВК в жидкости x | относительная летучесть α | мольная доля НК в паре y | мольная доля ВК в жидкости x |
| | P_1 | P_2 | | | | | |
| 83,48 | 842 | 760 | 0 | 0 | 1,109 | 0 | 0 |
| 83,32 | | | 0,055 | 0,05 | | 0,055 | 0,05 |
| 83,14 | | | 0,11 | 0,10 | | 0,11 | 0,10 |
| 82,79 | | | 0,217 | 0,20 | | 0,2173 | 0,20 |
| 82,45 | | | 0,322 | 0,30 | | 0,323 | 0,30 |
| 82,10 | | | 0,426 | 0,40 | | 0,426 | 0,40 |
| 81,77 | | | 0,526 | 0,50 | | 0,526 | 0,50 |
| 81,43 | | | 0,625 | 0,60 | | 0,625 | 0,60 |
| 81,09 | | | 0,722 | 0,70 | | 0,722 | 0,70 |
| 80,76 | | | 0,816 | 0,80 | | 0,816 | 0,80 |
| 80,42 | 760 | 682 | 0,909 | 0,90 | 1,113 | 0,909 | 0,90 |
| 80,09 | | | 1,00 | 1,00 | | 1,00 | 1,00 |

Примечание. НК — низкокипящий компонент, ВК — высококипящий компонент.

Решение. Определяем сначала коэффициенты активности в азеотропной точке по уравнению (VIII.16)

$$y^* = \frac{\gamma P}{p} x$$

Так как в азеотропной точке составы обеих фаз одинаковы, соотношение (VIII.16) упрощается

$$\gamma = \frac{p}{P}$$

Подставив числовые значения, получим

$$\text{для ацетона } \gamma_1 = \frac{p}{P_1} = \frac{760}{1000} = 0,760$$

$$\text{для хлороформа } \gamma_2 = \frac{p}{P_2} = \frac{760}{858} = 0,886$$

Определяем константы A и B по уравнениям (VIII.19) и (VIII.20)

$$A = \lg 0,760 \left(1 + \frac{1 - 0,335}{0,335} \cdot \frac{\lg 0,886}{\lg 0,760} \right)^2 = -0,422$$

$$B = \lg 0,886 \left(1 + \frac{0,335}{1 - 0,335} \cdot \frac{\lg 0,760}{\lg 0,886} \right)^2 = -0,240$$

Подставляем значения констант A и B в уравнения (VIII.17a) и (VIII.18a):

$$\lg \gamma_1 = \frac{-0,422}{\left(1 + 1,758 \frac{x_2}{x_1} \right)^2}; \quad \lg \gamma_2 = \frac{-0,240}{\left(1 + 0,570 \frac{x_1}{x_2} \right)^2}$$

Для различных значений отношения x_1/x_2 определяем коэффициенты активности γ_1 и γ_2 и подставляем их в уравнение (VIII.16) для построения линии

Таблица VIII-7. Результаты расчета условий равновесия с помощью уравнения ван-Лаара (система ацетон — хлороформ)

| Экспериментальные значения | | | | | | | | | | |
|----------------------------|--------------------------|-----------------|--|--|-------------------|-------------------------------|--|-----------|--------|-----------------------------------|
| температура, °C | мольная доля ацетона | | давление паров ацетона P_1 , мм рт. ст. | мольная доля CHCl_3 в жидкости x_2 | $\frac{x_1}{x_2}$ | $\frac{1,759 \cdot x_1}{x_2}$ | $\left(1 + 1,759 \frac{x_1}{x_2}\right)^2$ | $\lg y_1$ | y_1 | $y_1^* = \frac{P_1}{P} \cdot x_1$ |
| | в жидко- сти x_1 | в паре y_1 | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| 57,5 | 0,9145 | 0,9522 | 780 | 0,0855 | 10,696 | 18,804 | 392,2 | 1,99892 | 0,9975 | 0,9361 |
| 58,3 | 0,8590 | 0,9165 | 805 | 0,1409 | 6,097 | 10,719 | 137,5 | 1,99694 | 0,9930 | 0,9035 |
| 59,4 | 0,7955 | 0,8688 | 835 | 0,2045 | 3,890 | 6,839 | 61,5 | 1,99315 | 0,9843 | 0,8603 |
| 60,4 | 0,7388 | 0,8235 | 865 | 0,2612 | 2,828 | 4,972 | 35,7 | 1,98828 | 0,9734 | 0,8185 |
| 61,6 | 0,6633 | 0,7505 | 900 | 0,3367 | 1,970 | 3,463 | 19,9 | 1,97880 | 0,9524 | 0,7481 |
| 62,8 | 0,5750 | 0,6480 | 935 | 0,4250 | 1,353 | 2,379 | 11,4 | 1,96399 | 0,9204 | 0,6511 |
| 64,0 | 0,4771 | 0,5170 | 970 | 0,5229 | 0,9124 | 1,604 | 6,8 | 1,93894 | 0,8688 | 0,5299 |
| 64,5 | 0,3350 | 0,3350 | 1000 | 0,6650 | 0,5038 | 0,8857 | 3,56 | 1,88256 | 0,7631 | 0,3364 |
| 64,4 | 0,2660 | 0,2370 | 990 | 0,7340 | 0,3624 | 0,6371 | 2,68 | 1,84254 | 0,6959 | 0,2411 |
| 63,8 | 0,2108 | 0,1760 | 965 | 0,7892 | 0,2671 | 0,4696 | 2,16 | 1,80463 | 0,6373 | 0,1710 |
| 63,1 | 0,1375 | 0,1000 | 950 | 0,8625 | 0,1594 | 0,2802 | 1,64 | 1,74262 | 0,5529 | 0,0950 |
| 62,8 | 0,1108 | 0,0650 | 930 | 0,8892 | 0,1246 | 0,2190 | 1,49 | 1,71688 | 0,5212 | 0,0701 |

равновесия. Полученные результаты приведены в табл. VIII-7. Для наглядности при сопоставлении вычисленных результатов с экспериментальными при расчете состава паровой фазы по уравнению (VIII.16) задавались значениями переменной x , полученными в опытах.

Из табл. VIII-7 видно, что концентрация ацетона в паровой фазе y_1^* (в мол. долях), вычисленная с помощью коэффициентов активности, исходя из констант A и B для азеотропной точки, достаточно близки к экспериментальным значениям.

Пример VIII.10. Определить температуру конденсации смеси паров, содержащей (в мол. %): бензола — 25, толуола — 24 и о-ксилола — 51, при 760 мм рт. ст.

Решение. Температура начала конденсации смеси определяется из условия, выраженного уравнением (VIII.24)

$$\sum x_i = \sum \frac{py_i}{P_i} = 1$$

Так как уравнения зависимости между давлением пара и температурой $P_i = f(t)$ сложны, решаем задачу методом подбора.

Приближение I. Полагаем, что температура начала конденсации смеси $t_K = 132^\circ \text{C}$. Этой температуре соответствуют значения давления паров чистых компонентов $P_6 = 2949$, $P_T = 1503$ и $P_K = 563$ мм рт. ст.

Подставив эти значения в уравнение (VIII.24), получим

$$\sum x_i = \frac{760y_6}{P_6} + \frac{760y_T}{P_T} + \frac{760y_K}{P_K} = \frac{190}{2949} + \frac{182,3}{1503} + \frac{388}{563} = 0,0644 + 0,121 + 0,689 = 0,8745$$

Так как оказалось, что $\sum x_i < 1$, то принятая температура слишком высока.

Приближение II. Принимаем $t_K = 128,6^\circ \text{C}$. При этом соответствующие давления паров $P_6 = 2590$ мм рт. ст., $P_T = 1170$ мм рт. ст. и $P_K = 509$ мм рт. ст. Подставив эти величины в уравнение (VIII.24), получим

$$\sum x_i = \frac{190}{2590} + \frac{182,3}{1170} + \frac{388}{509} = 0,074 + 0,156 + 0,765 = 0,995$$

Так как этот результат очень близок к единице, принятую температуру $t_K = 128,6^\circ \text{C}$ можно считать правильной. Первая порция образующегося конденсата будет иметь следующий состав: $x_6 = 0,074$; $x_T = 0,156$; $x_K = 0,765$.

Пример VIII.11. Определить константу равновесия k для гептана в смеси с другими углеводородами при давлении $p = 25$ атм и температуре $t = 200^\circ \text{C}$. Критическое давление гептана $P_{кр} = 26,8$ атм, а его критическая температура $t_{кр} = 540^\circ \text{C}$.

Решение. Так как давление слишком велико, то при решении примера законом Рауля пользоваться нельзя. Определим константу равновесия по уравнению (VIII.26)

$$k_i = \frac{f_i'}{f_i''}$$

Фугитивность жидкой f_i' и газовой фаз f_i'' находим из графиков (см. рис. VIII.1 и VIII.2) как функции приведенной температуры и приведенного давления

$$P_{пр} = \frac{p}{P_{кр}} = \frac{25}{26,8} = 0,9325$$

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{кр}} = \frac{273 + 200}{540} = \frac{473}{540} = 0,875$$

Из рис. VIII. 1 получаем

$$\frac{f''}{p} = 0,507$$

и

$$f'' = 0,507p = 0,507 \cdot 25 = 12,68 \text{ атм}$$

Фугитивность жидкой фазы — из рис. VIII. 2

$$f' = 7,1 \text{ атм}$$

Следовательно

$$k = \frac{7,1}{12,68} = 0,561$$

При использовании закона Рауля было бы

$$k = \frac{P_i}{p} = \frac{9,55}{25} = 0,382$$

где значение 9,55 представляет собой давление паров гептана при $t = 200^\circ \text{C}$. Таким образом, различие значений констант равновесия, найденных исходя из фугитивностей и по закону Рауля, очевидно.

Пример VIII. 12. Определить при давлении 13,6 атм температуру кипения смеси следующего состава:

| Компонент | Мольн. % |
|-----------|----------|
| Метан | 7,0 |
| Пропан | 28,0 |
| n-Бутан | 32,0 |
| Изобутан | 33,0 |

Решение. Температура начала кипения смеси определяется уравнением (VIII. 25)

$$\sum y_i = \sum k_i x_i = 1$$

Как и в примере VIII. 10, уравнение решаем методом подбора. Для этого задаемся температурой кипения t , определяем значение k_i графически или по уравнению (VIII. 26) и подставляем эту величину в уравнение (VIII. 25). Решение подбором ведем до тех пор, пока не будет удовлетворено условие $\sum y_i = 1$.

Результаты вычислений приведены в табл. VIII-8.

Т а б л и ц а VIII-8. Результаты вычислений температуры кипения смеси методом подбора

| Компонент смеси | x | При 21°C | | При 15°C | | При 10°C | |
|------------------|-------|-------------------------|-----------------|-------------------------|-----------------|-------------------------|-----------------|
| | | k_i | $y_i = k_i x_i$ | k_i | $y_i = k_i x_i$ | k_i | $y_i = k_i x_i$ |
| Метан | 0,070 | 12,0 | 0,8400 | 11,2 | 0,7840 | 10,05 | 0,7135 |
| Пропан | 0,280 | 0,72 | 0,2016 | 0,645 | 0,1806 | 0,58 | 0,1624 |
| n-Бутан | 0,320 | 0,22 | 0,0704 | 0,200 | 0,0640 | 0,165 | 0,0528 |
| Изобутан | 0,330 | 0,31 | 0,1023 | 0,260 | 0,0858 | 0,22 | 0,0726 |
| $\Sigma = 1,000$ | | | 1,2143 | | 1,1144 | | 1,0013 |

Если после трех приближений условие $\sum y_i = 1$ все еще не соблюдено, целесообразно построить график в координатах $\sum k_i x_i - t$; температура кипения на нем соответствует ординате $\sum k_i x_i = 1$.

Пример VIII. 13. Построить линию равновесия для процесса экстракции ацетона из воды 1,1,2-трихлорэтаном при 25°C , если коэффициент распределения равен $k = 1,65$. Концентрации y_B и x_B выражены в единицах $\frac{\text{кг компонента B}}{\text{кг (A + S)}}$. Сравнить полученную линию с построенной по экспериментальным данным. Экспериментальные данные по равновесию в системе ацетон — вода — трихлорэтан приведены в табл. VIII-9.

Т а б л и ц а VIII-9. Экспериментальные данные по равновесию в системе ацетон — вода — трихлорэтан

| Водная фаза | | | | Органическая фаза | | | |
|-----------------------------|---------------------|------------|--------|-----------------------------|---------------------|------------|-------|
| трихлор-этан (S), вес. % | вода (A), вес. % | ацетон (B) | | трихлор-этан (S), вес. % | вода (A), вес. % | ацетон (B) | |
| | | вес. % | x_B | | | вес. % | y_B |
| 0,52 | 93,52 | 5,96 | 0,0634 | 90,93 | 0,32 | 8,75 | 0,096 |
| 0,54 | 92,85 | 6,51 | 0,070 | 89,32 | 0,40 | 10,28 | 0,115 |
| 0,68 | 85,35 | 13,97 | 0,1624 | 78,32 | 0,90 | 20,78 | 0,262 |
| 0,73 | 82,23 | 17,04 | 0,205 | 73,76 | 1,10 | 25,14 | 0,336 |
| 0,79 | 80,16 | 19,05 | 0,235 | 71,01 | 1,33 | 27,66 | 0,382 |
| 1,00 | 73,00 | 26,00 | 0,351 | 60,85 | 2,09 | 37,06 | 0,589 |
| 1,02 | 72,16 | 26,92 | 0,368 | 59,21 | 2,27 | 38,52 | 0,627 |
| 1,04 | 71,33 | 27,63 | 0,382 | 58,21 | 2,40 | 39,39 | 0,650 |
| 1,11 | 69,35 | 29,54 | 0,419 | 55,48 | 2,85 | 41,67 | 0,714 |
| 1,17 | 67,95 | 30,88 | 0,447 | 53,92 | 3,11 | 42,97 | 0,753 |
| 1,60 | 62,65 | 35,73 | 0,555 | 47,53 | 4,26 | 48,21 | 0,930 |
| 2,10 | 57,00 | 40,90 | 0,692 | 40,00 | 6,05 | 53,95 | 1,172 |
| 3,75 | 50,20 | 46,05 | 0,854 | 33,70 | 8,90 | 57,40 | 1,347 |
| 6,52 | 41,70 | 51,78 | 1,074 | 26,26 | 13,40 | 60,34 | 1,521 |

Решение. В табл. VIII-9 (графы 4 и 8) приведены вычисленные значения концентрации ацетона в рафинате и экстракте x_B и y_B , выраженные в кг компонента B на кг (A + S).

Для построения кривой равновесия по коэффициенту распределения используем уравнение (VIII. 27)

$$y_B^* = k_B x_B$$

Подставляя в уравнение различные значения x_B , определяем соответствующие значения y_B^* . Так, при $x_B = 0,05$ величина $y_B^* = 1,65 \cdot 0,05 = 0,0825$ и т. д. Результаты расчета приводятся ниже:

| | | | | | | | | | | | | |
|---------|--------|-------|-------|------|-------|------|-------|------|-------|------|-------|------|
| x_B | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,3 | 0,4 | 0,5 | 0,6 | 0,7 | 0,8 | 0,9 | 1 |
| y_B^* | 0,0825 | 0,165 | 0,248 | 0,33 | 0,495 | 0,66 | 0,825 | 0,99 | 1,155 | 1,32 | 1,485 | 1,65 |

Данные, полученные с помощью уравнения (VIII.27), и экспериментальные данные (табл. VIII-10, графы 4 и 8) представлены графически на рис. VIII-9.

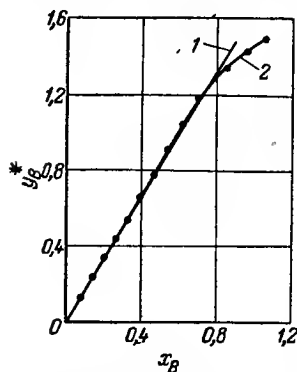


Рис. VIII-9. Диаграмма равновесия для системы вода — ацетон — трихлорэтан:
1 — по уравнению (VIII.27);
2 — по экспериментальным данным.

Как видно из этого рисунка, до концентрации $y_B = 1,172$ кг (В) на кг (А + С), что соответствует 40,90% ацетона в рафинате и 53,95% в экстракте, обе кривые практически совпадают. Таким образом, уравнение (VIII.27) применимо в интервале концентраций, в котором взаимной растворимостью компонентов А и С можно пренебречь.

Пример VIII.14. Определить коэффициент диффузии ацетона в воздухе, используя данные следующего опыта. Стеклообразную трубку диаметром 1 мм наполнили ацетоном, причем расстояние от открытого конца трубки до уровня ацетона составляет 2,3 см. Трубку держали в медленном токе воздуха при температуре $18,8^\circ\text{C}$ и давлении $p = 765,5$ мм рт. ст. Через 80 мин уровень ацетона в трубке понизился на 0,148 см; давление паров ацетона при $t = 18,8^\circ\text{C}$ равно $P_A = 170$ мм рт. ст.

Решение. Для решения задачи используем уравнение (VIII.31), описывающее диффузию через слой инертного газа (в данном случае воздуха)

$$N_A = \frac{D}{x} \cdot \frac{p}{RT} \ln \frac{p - p_{A_2}}{p - p_{A_1}}$$

Количество вещества N_A , диффундирующего в единицу времени через единицу поверхности, определяем из данных задачи. За промежуток времени $d\tau$ испарится

$$N_A = \frac{\rho_A S dx}{M S d\tau} = \frac{\rho_A dx}{M d\tau}$$

где ρ_A — плотность жидкого ацетона; M — масса 1 моль ацетона.

Подставив значение N_A в уравнение (VIII.31), получим

$$\frac{D}{x} \cdot \frac{p}{RT} \ln \frac{p - p_{A_2}}{p - p_{A_1}} = \frac{\rho_A dx}{M d\tau}$$

После разделения переменных и интегрирования находим следующее выражение для коэффициента диффузии

$$D = \frac{RT}{p \ln \frac{p - p_{A_2}}{p - p_{A_1}}} \cdot \frac{\rho_A}{M} \cdot \frac{x_2^2 - x_1^2}{2\tau}$$

Величины, входящие в это выражение, имеют следующие значения в системе СГС:

$$R = 82,06 \text{ см}^3 \cdot \text{атм} / (\text{моль} \cdot ^\circ\text{K})$$

$$T = 273 + 18,8 = 291,8^\circ\text{K}$$

$$p = \frac{765,5}{760} = 1,007 \text{ атм}$$

$$p_{A_2} = 0 \text{ (концентрацией паров ацетона в воздухе можно пренебречь)}$$

$$p_{A_1} = P_A = 170 \text{ мм рт. ст.}$$

$$\rho_A = 0,79 \text{ г/см}^3$$

$$M = 58,1 \text{ г/моль}$$

$$x_1 = 2,300 \text{ см}$$

$$x_2 = 2,300 + 0,148 = 2,448 \text{ см}$$

$$\tau = 80 \cdot 60 = 4800 \text{ сек}$$

Подставив эти величины в выражение для определения D , получим

$$D = \frac{82,06 \cdot 291,8}{1,007 \ln \frac{765,5}{595,5}} \cdot \frac{0,79}{58,1} \cdot \frac{2,448^2 - 2,3^2}{2 \cdot 4800} = 0,0944 \text{ см}^2/\text{сек}$$

Пример VIII.15. Определить коэффициент диффузии двуокиси серы в воздухе при $t = 20^\circ\text{C}$ и $p = 1$ атм. Дано $V_{\text{SO}_2} = 44,8 \text{ см}^3/\text{моль}$ и $V_{\text{воз}} = 29,9 \text{ см}^3/\text{моль}$.

Решение. Воспользуемся уравнением (VIII.34)

$$D = 0,0043 \frac{T^{3/2}}{p (V_A^{1/2} + V_B^{1/2})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$

Подставив в него величины $T = 273 + 20 = 293^\circ\text{C}$; $p = 1$ атм; $V_A = 44,8 \text{ см}^3/\text{моль}$; $V_B = 29,9 \text{ см}^3/\text{моль}$; $M_A = 64$; $M_B = 28,95$, получим

$$D = \frac{4,3 \cdot 10^{-3} \cdot 293^{3/2}}{1 (44,8^{1/2} + 29,9^{1/2})^2} \sqrt{\frac{1}{64} + \frac{1}{28,95}} = 0,1094 \text{ см}^2/\text{сек}$$

Используем также уравнение (VIII.35)

$$D = \frac{7,92 \cdot 10^{-4} T^{1,78}}{p (V_A^{1/2} + V_B^{1/2})^2} \left(\frac{1}{\sqrt{M_A M_B}} + \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right) = \frac{7,92 \cdot 10^{-4} \cdot 2,46 \cdot 10^4}{44,22} (2,32 \cdot 10^{-2} + 2,2427 \cdot 10^{-1}) = 0,1093 \text{ см}^2/\text{сек}$$

Обе формулы, таким образом, дают довольно близкие значения коэффициента диффузии, которые к тому же мало отличаются от величины, полученной экспериментальным путем, — $D = 0,122 \text{ см}^2/\text{сек}$.

Пример VIII.16. Определить коэффициент диффузии двуокиси серы в воде при температуре $t = 25^\circ\text{C}$.

Решение. Воспользуемся уравнением (VIII.36)

$$D = 7,7 \cdot 10^{-10} \frac{T}{\mu (V_A^{1/2} - V_0^{1/2})}$$

Подставив в него величины $\mu = 0,8937 \text{ снз}$, $V_0 = 8 \text{ см}^3/\text{моль}$ — для воды и $V_A = 44,8 \text{ см}^3/\text{моль}$ — для SO_2 , получим

$$D = 7,7 \cdot 10^{-10} \frac{298}{0,8937 \cdot 10^{-2} (44,8^{1/2} - 8^{1/2})} = 1,655 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек}$$

Более точное значение можно получить с помощью уравнения (VIII.37)

$$D = 7,4 \cdot 10^{-10} \frac{(\chi M)^{1/2} T}{\mu V_A^{0,6}}$$

где значение χ для воды равно 2,6.

$$D = 7,4 \cdot 10^{-10} \frac{(2,6 \cdot 18)^{1/2} 298}{0,8937 \cdot 10^{-2} 44,8^{0,6}} = 1,719 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек}$$

Это значение ближе к найденному экспериментально $D = 1,70 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек}$.

Пример VIII. 17. Определить коэффициент диффузии двуокиси серы в воде при 25°C , если при 20°C величина $D_{20} = 1,519 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек}$.

Решение. Используем формулу (VIII. 39)

$$D = D_{20} [1 + b (t - 20)]$$

где $b = 0,2 \frac{\sqrt{\mu}}{\sqrt{\gamma}}$

Для воды

$$D = D_{20} \left[1 + 0,2 \frac{\sqrt{0,8937}}{\sqrt{1000}} (t - 20) \right] = 1,519 \cdot 10^{-5} \left[1 + 0,2 \frac{9,45 \cdot 10^{-1}}{10} (25 - 20) \right] = 1,663 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек}.$$

Пример VIII. 18. Через вертикальную колонну диаметром 100 мм с внутренней стенкой, орошаемой водой ($t_{\text{ж}} = 30^\circ\text{C}$), пропускают $56,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ сухого воздуха при 20°C .

Определить скорость увлажнения воздуха (отнесенную к 1 м высоты колонны) на входе его в колонну.

Решение. Для решения задачи необходимо сначала определить коэффициент массоотдачи в газовой фазе. Так как сопротивление со стороны жидкой фазы при испарении жидкости отсутствует, то найденный коэффициент и будет представлять собой коэффициент массопередачи. Скорость увлажнения воздуха определим умножением вычисленного коэффициента массопередачи на разность концентраций водяного пара у поверхности жидкости и в ядре потока газа (при входе в колонну) и на поверхность контакта фаз, соответствующую 1 м высоты колонны.

Для выбора расчетного уравнения необходимо определить режим движения газа через колонну

$$\text{Re} = \frac{w d \rho}{\mu}$$

$$w = \frac{Q_{\text{об}}}{3600 S} = \frac{56,5}{3600 \frac{\pi \cdot 0,1^2}{4}} = 2 \text{ м/сек}$$

$$\rho = \frac{28,95}{22,4} \cdot \frac{273}{293} = 1,202 \text{ кг/м}^3$$

Вязкость сухого воздуха при 20°C $\mu = 1,816 \cdot 10^{-2} \text{ снз}$, поэтому

$$\text{Re} = \frac{2 \cdot 0,1 \cdot 1,202}{1,816 \cdot 10^{-5}} = 13\,300$$

Так как режим течения турбулентный, пользуемся уравнением (VIII. 53)

$$\text{Sh} = 0,023 \text{ Re}^{0,83} \text{ Sc}^{0,44}$$

Коэффициент диффузии паров воды в воздухе $D = 0,256 \text{ см}^2/\text{сек} = 0,256 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{1,816 \cdot 10^{-5}}{1,202 \cdot 0,256 \cdot 10^{-4}} = 0,59$$

$$\text{Sh} = 0,023 \cdot 13300^{0,83} \cdot 0,59^{0,44} = 48,3$$

$$\frac{k_r d}{D} = 48,3; \quad k_r = \frac{48,3 \cdot 9,21 \cdot 10^{-2}}{0,1} = 44,5 \text{ м/ч}$$

Для удобства расчета скорости увлажнения воздуха пересчитаем размерность k_r , воспользовавшись соотношением (VIII. 49)

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 (\text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.})} \right] = \frac{p}{p_{\text{в, ср}}} \cdot \frac{1}{760 \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} T} \left[\frac{\text{м}}{\text{ч}} \right]$$

Для определения $p_{\text{в, ср}}$ используем следующие данные для условий при входе воздуха в колонну:

$p_{A_1} = 31,824 \text{ мм рт. ст.}$ — давление паров воды при 30°C и $p_{A_2} = 0$ — для сухого воздуха. Отсюда $p_{B_1} = 760 - 31,824 = 728,176 \text{ мм рт. ст.}$ и $p_{B_2} = 760 \text{ мм рт. ст.}$

Так как p_{B_1} и p_{B_2} очень близки между собой, можно пользоваться их среднеарифметической величиной

$$p_{\text{в, ср}} = \frac{760 + 728,176}{2} = 744,088 \text{ мм рт. ст.}$$

Подставив $p_{\text{в, ср}}$ в выражение (VIII. 49), получим

$$k_r = \frac{760}{744,088} \cdot \frac{44,5}{760 \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} \cdot 293} = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{мм рт. ст.})^{-1}$$

Поверхность, соответствующая одному метру высоты колонны (поверхность контакта между воздухом и водой), равна

$$F = \pi d H = 3,14 \cdot 0,1 \cdot 1 = 3,14 \cdot 10^{-1} \text{ м}^2$$

Перепад давления пара между поверхностью раздела и основной массой газа, т. е. движущая сила процесса, $\Delta p = p_{A_1} - p_{A_2} = 31,824 \text{ мм рт. ст.}$

В соответствии с полученными величинами скорость увлажнения воздуха составляет

$$u = k_r F \Delta p M = 2,5 \cdot 10^{-3} \cdot 3,14 \cdot 10^{-1} \cdot 31,824 \cdot 18 = 0,45 \text{ кг}/(\text{ч} \cdot \text{м})$$

Пример VIII. 19. Через трубчатый абсорбер с трубками, орошаемыми изнутри водой, пропускают газообразный хлористый водород. Определить коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, если расход орошаемой воды $Q_{\text{ж}} = 5440 \text{ кг/ч}$; число трубок $n = 60$; внутренний диаметр трубок $d_{\text{вн}} = 50 \text{ мм}$; средняя температура $t = 20^\circ\text{C}$; длина трубок $h = 4 \text{ м}$.

Решение. Используем формулу (VIII. 54) для колонны с орошаемыми стенками

$$\text{Sh} = 0,725 \cdot \text{Re}^{0,33} \text{ Sc}^{0,5} \left(\frac{l_0}{h} \right)^{0,5}$$

$$\text{Re} = \frac{4\Gamma}{\mu}; \quad \Gamma = \frac{Q_{\text{ж}}}{\Pi}$$

Смоченный периметр для трубчатого абсорбера равен

$$\Pi = \pi d_{\text{вн}} = 60 \cdot 3,14 \cdot 0,05 = 9,43 \text{ м} \quad \Gamma = \frac{5440}{9,43} = 577,5 \text{ кг/(м} \cdot \text{ч)}$$

Значение вязкости для воды $\mu = 1,005 \text{ сПз} = 3,62 \text{ кг/(м} \cdot \text{ч)}$

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 577,5}{3,62} = 640$$

Коэффициент диффузии HCl в воде при 20°C равен $D = 9,5 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{ч}$. Плотность раствора принимаем равной плотности воды $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$. Так как вязкость имеет размерность $\text{кг/(м} \cdot \text{ч)}$, критерий Шмидта равен

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{3,62}{998 \cdot 9,5 \cdot 10^{-6}} = 381$$

Величину l_0 берем для чистой воды при 20°C

$$l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g} \right)^{1/3} = \left[\frac{(1,005 \cdot 10^{-3})^2}{998^2 \cdot 9,81} \right]^{1/3} = 4,676 \cdot 10^{-5} \text{ м}$$

Подставив числовые значения в уравнение (VIII.54), получим

$$\text{Sh} = 0,725 \cdot 640^{0,33} \cdot 381^{0,5} \left(\frac{4,676 \cdot 10^{-5}}{4} \right)^{0,5} = 4,08 \cdot 10^{-1}$$

Отсюда *

$$k_{\text{ж}} = \frac{4,08 \cdot 10^{-1} \cdot 9,50 \cdot 10^{-6}}{4,676 \cdot 10^{-5}} = 8,3 \cdot 10^{-2} \text{ м/ч, или } \text{кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}$$

или

$$k_{\text{ж}} = 8,3 \cdot 10^{-2} \frac{998 \cdot 36,5}{18} = 168 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

Пример VIII.20. Определить коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах при абсорбции SO_2 из воздуха водой в насадочной колонне, если расход газа $Q_{\text{об}} = 3000 \text{ м}^3/\text{ч}$; начальная концентрация SO_2 $y_1 = 0,04$ мол. доли; конечная концентрация SO_2 $y_2 = 0,005$ мол. доли; средняя температура в колонне $t = 20^\circ \text{C}$; расход абсорбента $L_{\text{об}} = 56,5 \text{ м}^3/\text{ч}$; диаметр колонны $d_{\text{к}} = 1,26 \text{ м}$; тип насадки: кольца Рашига $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$, загруженные навалом.

Решение. Так как концентрация SO_2 в газе относительно мала, то значения физических параметров газовой и жидкой фаз берем для воздуха и воды; пренебрегаем также изменениями расхода обеих фаз.

Определение коэффициента массоотдачи в газовой фазе.

1) По формуле (VIII.55):

$$\text{Sh} = 0,2 \text{ Re}^{0,8} \text{ Sc}^{0,33}$$

$$\text{Re} = \frac{q_{\text{г}}}{\sigma \mu}$$

$$q_{\text{г}} = \frac{Q_{\text{обг}}}{3600 \cdot S} = \frac{3000 \cdot 1,202}{3600 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 1,26^2} = 0,8 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек)}$$

* При абсорбции хорошо растворимых газов, в частности при поглощении хлористого водорода водой, основное сопротивление массопередаче сосредоточено не в жидкой, а в газовой фазе. Поэтому величина коэффициента массопередачи близка к значению коэффициента массоотдачи в газовой фазе и мало зависит от величины коэффициента массоотдачи в жидкой фазе, определению которого посвящен данный пример. (Прим. ред.)

Величину удельной поверхности насадки из колец Рашига $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ находим в табл. IX.1, $\sigma = 95 \text{ м}^2/\text{м}^3$

$$\text{Re} = \frac{0,8}{95 \cdot 1,816 \cdot 10^{-5}} = 4,65 \cdot 10^2$$

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho D}$$

Коэффициент диффузии SO_2 в воздухе $D = 0,122 \text{ см}^2/\text{сек} = 0,122 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сек}$

$$\text{Sc} = \frac{1,816 \cdot 10^{-5}}{1,202 \cdot 0,122 \cdot 10^{-4}} = 1,24$$

$$\text{Sh} = 0,2 \cdot 465^{0,8} \cdot 1,24^{0,33} = 29$$

$$\text{Sh} = \frac{k_{\text{г}} d_{\text{об}}}{D} = 29$$

Диаметр шара, эквивалентного по объему кольцу Рашига, находим по формуле (IX.3)

$$d_{\text{об}} = 0,815 d_{\text{н}} = 0,815 \cdot 50 = 40,7 \text{ мм}$$

Отсюда

$$k_{\text{г}} = \frac{29 \cdot 4,39 \cdot 10^{-2}}{0,0407} = 31,3 \text{ м/ч, или } \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}}$$

2) По методу Морриса — Джексона. Используем формулу (VIII.53а), умножая полученный результат на коэффициент $R_{\text{г}}$

$$k_{\text{г}} = 36,1 C p_A w^{0,75} p^{0,75} \left(\frac{293}{T} \right)^{0,56} R_{\text{г}} \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$$

$$p_A = \frac{64}{22,4} \cdot \frac{273}{293} = 2,67 \text{ кг/м}^3$$

$$w = w_{\text{г}} + w_{\text{ж}}$$

$$w_{\text{г}} = \frac{w_{\text{ф}}}{\varepsilon} = \frac{3000}{1,25 \cdot 3600 \cdot 0,79} = 0,845 \text{ м/сек}$$

где $\varepsilon = 0,79$ (см. табл. IX-1)

$$L = \frac{L_{\text{об}}}{\sigma S} = \frac{56,5}{95 \cdot 1,25} = 0,475 \text{ м}^3/(\text{ч} \cdot \text{м})$$

где

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,26^2}{4} = 1,25 \text{ м}^2$$

Из рис. VIII-4 при $L = 0,47 \text{ м}^3/(\text{ч} \cdot \text{м})$ получаем $w_{\text{ж}} = 0,2 \text{ м/сек}$, поэтому

$$w = 0,845 + 0,2 = 1,045 \text{ м/сек}$$

Подставив $p = 1 \text{ атм}$, $T = 293^\circ \text{K}$, $C = 0,54$, $R_{\text{г}} = 2,8$ (см. табл. IX-1) в уравнение (VIII.53а), получим

$$k_{\text{г}} = 36,1 \cdot 0,54 \cdot 2,67 \cdot 1,045^{0,75} \cdot 2,8 = 151 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$$

Для сопоставления полученных значений $k_{\text{г}}$ пересчитаем последнюю величину с помощью соотношения

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{атм}} \right] = \frac{p}{p_{\text{в, ср}}} \cdot \frac{1}{82,06 \cdot 10^{-3} T} \quad [\text{м/ч}]$$

Принимая во внимание незначительность величины концентрации двуокиси серы, можно считать $p_{в, ср} = 1$. Подставив это значение в предыдущее выражение, получим

$$k_r = \frac{151}{64} \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} \cdot 293 = 57 \text{ м/ч}$$

Отсюда видно, что по методу Морриса — Джексона получают более высокие значения k_r , поэтому рекомендуют пользоваться им лишь для предварительных расчетов.

Определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе.

1) По уравнению (VIII.58)

$$Sh = 0,015 Re^{0,66} Sc^{0,33}$$

$$Re = \frac{q_{ж}}{\sigma \mu}$$

$$q_{ж} = \frac{56,5 \cdot 998}{3600 \cdot 1,25} = 12,55 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек)}$$

$$Re = \frac{12,55}{95 \cdot 1,005 \cdot 10^{-3}} = 131$$

Так как плотность орошения относительно велика, смоченную поверхность насадки принимаем равной ее удельной поверхности σ .

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{1,005 \cdot 10^{-3}}{998 \cdot 1,47 \cdot 10^{-5} \cdot 10^{-4}} = 685$$

где значение коэффициента диффузии $D = 1,47 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек} = 1,47 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{сек}$ взято из Приложения XVI.

$$Sh = 0,015 \cdot 131^{0,66} \cdot 685^{0,33} = 0,015 \cdot 24,97 \cdot 8,63 = 3,21$$

$$Sh = \frac{k_{ж} l_0}{D} = 3,21$$

Значение величины $l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g} \right)^{1/3}$ берем из Приложения XVII: $l_0 = 4,676 \cdot 10^{-5} \text{ м}$.

$$k_{ж} = \frac{3,21 \cdot 5,29 \cdot 10^{-6}}{4,676 \cdot 10^{-5}} = 0,363 \text{ м/ч}$$

2) По уравнению (VIII.57), см. табл. VIII-1, строка 1

$$Sh = 0,006 Re^{0,78} Sc^{0,5}$$

$$Sh = 0,006 \cdot 131^{0,78} \cdot 685^{0,5} = 0,006 \cdot 44,82 \cdot 26,2 = 7,05$$

$$k_{ж} = \frac{7,05 \cdot 5,29 \cdot 10^{-6}}{4,676 \cdot 10^{-5}} = 0,798 \text{ м/ч}$$

3) По уравнению (VIII.57), см. табл. VIII-1, строка 5

$$Sh = 0,013 Re^{0,5} Sc^{0,5}$$

$$Sh = 0,013 \cdot 131^{0,5} \cdot 685^{0,5} = 0,013 \cdot 11,4 \cdot 26,2 = 3,88$$

$$k_{ж} = \frac{3,88 \cdot 5,29 \cdot 10^{-6}}{4,676 \cdot 10^{-5}} = 0,439 \text{ м/ч}$$

4) По методу Морриса — Джексона

$$k_{ст} = 147 C_{ж} L^{0,7} f(t)$$

$$k_{ж} = k_{ст} R_{ж}$$

Для температуры, при которой проводится процесс, $f(t) = 1$ и $C_{ж} = 0,010$. Значение коэффициента $R_{ж} = 0,67$ берем из табл. IX-1

$$L = \frac{56,5}{95 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 1,26^2} = 0,475 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$$

$$k_{ст} = 147 \cdot 0,010 \cdot 0,475^{0,7} = 147 \cdot 0,010 \cdot 0,59 = 0,868 \text{ м/ч}$$

$$k_{ж} = k_{ст} R_{ж} = 0,868 \cdot 0,67 = 0,582 \text{ м/ч}$$

Результаты расчета коэффициента $k_{ж}$ сведены в табл. VIII-10, из которой видно, что величины $k_{ж}$ сильно различаются между собой. Наиболее близкие значения получаются при расчете методами 1 и 3.

Таблица VIII-10. Значения $k_{ж}$, полученные по различным расчетным уравнениям

| Метод расчета | Расчетное уравнение | $k_{ж}$, м/ч |
|---------------|-----------------------------------|---------------|
| 1 | $Sh = 0,015 Re^{0,66} Sc^{0,33}$ | 0,363 |
| 2 | $Sh = 0,006 Re^{0,78} Sc^{0,5}$ | 0,79 |
| 3 | $Sh = 0,013 Re^{0,5} Sc^{0,5}$ | 0,439 |
| 4 | $k_{ж} = 147 C_{ж} L^{0,7} R_{ж}$ | 0,582 |

Пример VIII.21. Определить коэффициент массоотдачи в жидкой фазе при десорбции CO_2 из воды в тарельчатой колонне, работающей при следующих условиях: массовая плотность орошения $q_{ж} = 10\,000 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$; статическая высота слоя жидкости на тарелке $h_{ст} = 4 \cdot 10^{-2} \text{ м}$; газосодержание пены $\varepsilon = 0,6$; площадь сечения колонны $S = 1 \text{ м}^2$; рабочая площадь тарелки $S_T = 0,9 \text{ м}^2$; средняя температура в колонне $t = 20^\circ \text{C}$.

Решение. По формуле (VIII.64):

$$Sh = 0,23 Sc^{0,5} Re^{1,1} Ga^{0,24} \Gamma^{-1}$$

Так как растворимость двуокиси углерода в воде достаточно мала, физические свойства жидкости берем для воды. Тогда $\mu = 1 \text{ спз}$ и $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$:

$$Sc = \frac{3600\mu}{\rho D} = \frac{3,6 \cdot 10^3 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{10^3 \cdot 6,37 \cdot 10^{-6}} = 565$$

где для системы CO_2-H_2O при 20°C значение $D = 6,37 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{ч}$ взято из Приложения XVI.

$$Re = \frac{w h_{ст} \rho}{\mu} = \frac{2,77 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 10^{-2} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 111$$

Скорость жидкости

$$w = \frac{q_{ж}}{\rho \cdot 3,6 \cdot 10^3} = \frac{10^4}{10^3 \cdot 3,6 \cdot 10^3} = 2,77 \cdot 10^{-3} \text{ м/сек}$$

$$Ga = \frac{g h_{ст}^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9,81 \cdot 4^3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-6}} = 6,28 \cdot 10^8$$

Для определения симплекса Γ исходим из газосодержания пены

$$\varepsilon = \frac{V_{п} - V_{ж}}{V_{п}} = 1 - \frac{V_{ж}}{V_{п}} = 1 - \frac{h_{ст}}{h_{п}} = 1 - \Gamma$$

где $V_{п}$ и $V_{ж}$ — объем пены и жидкости на тарелке.

Отсюда $\Gamma = 1 - \varepsilon = 1 - 0,6 = 0,4$

$$Sh = 0,23 \cdot 565^{0,5} \cdot 111^{1,1} (6,28 \cdot 10^8)^{0,24} 0,4^{-1} = 3,14 \cdot 10^5$$

$$k_{ж} = \frac{Sh D}{h_{ст}} = \frac{3,14 \cdot 10^5 \cdot 6,37 \cdot 10^{-6}}{4 \cdot 10^{-2}} = 50 \text{ м/ч}$$

или, если отнести $k_{ж}$ к поперечному сечению колонны

$$k_{ж} = \frac{50 \cdot 0,9}{1} = 45 \text{ м/ч}$$

При решении по формуле (VIII. 63):

$$Sh = 8 \cdot 10^4 Sc^{0,5} Re^{0,5} \Gamma_c$$

$$Re = \frac{w l \rho}{(1 - \varepsilon) \mu} = \frac{2,77 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^3}{(1 - 0,6) \cdot 10^{-3}} = 6,925 \cdot 10^3$$

$$\Gamma_c = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho l g} = \frac{h_{ст} \rho g}{\rho g l} = \frac{h_{ст}}{l} = \frac{h_{ст}}{1} = \frac{4 \cdot 10^{-2}}{1} = 4 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

$$Sh = 8 \cdot 10^4 \cdot 565^{0,5} (6,925 \cdot 10^3)^{0,5} \cdot 4 \cdot 10^{-2} = 6,33 \cdot 10^6$$

$$k_{ж} = \frac{Sh D}{l} = \frac{6,33 \cdot 10^6 \cdot 6,37 \cdot 10^{-6}}{1} = 40,3 \text{ м/ч}$$

Полученные величины $k_{ж}$ достаточно близки между собой.

Пример VIII. 22. Определить коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах при ректификации смеси толуол — ксилол в колонне с ситчатыми тарелками. Колонна работает при следующих условиях: расход пара $V = 23,5 \text{ кмоль/ч}$; расход жидкости $L = 17,95 \text{ кмоль/ч}$; средняя мольная доля легколетучего компонента в паровой фазе $y_{ср} = 0,9160$; средняя мольная доля легколетучего компонента в жидкой фазе $x_{ср} = 0,1116$; средняя температура в колонне $t = 112,0^\circ \text{C}$; диаметр колонны $d_k = 675 \text{ мм}$; длина сливных перегородок $b = 450 \text{ мм}$; доля свободного сечения тарелки $\phi = 30\%$; статическая высота слоя светлой жидкости на тарелке $h_{ст} = 3,9 \cdot 10^{-2} \text{ м}$; газосодержание пены $\varepsilon = 0,5$.

Решение. Определение коэффициента массоотдачи в паровой фазе.

1) По формуле (VIII. 62)

$$Sh = 0,69 Sc^{0,5} Re^{0,72} Ga^{0,24}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D}$$

Для соответствующей смеси из таблиц имеем $\mu = 9,2 \cdot 10^{-6} \text{ н · сек/м}^2$. Коэффициент диффузии, вычисленный по формуле (VIII. 37), имеет значение $D = 1,63 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{ч}$.

Плотность пара определяем по формуле для идеального газа

$$\rho_{п} = \frac{M p}{R T}$$

где M — средняя масса пара, которую находим по уравнению

$$M = y_{ср} M_A + (1 - y_{ср}) M_B = 0,916 \cdot 92,13 + (1 - 0,916) \cdot 106,16 = 93,3 \text{ кг/кмоль}$$

$$\rho_{п} = \frac{93,3 \cdot 1,01325 \cdot 10^5}{8,314 \cdot 10^3 (273 + 112,0)} = 2,95 \text{ кг/м}^3$$

$$Sc = \frac{3,6 \cdot 10^3 \cdot 9,2 \cdot 10^{-6}}{2,95 \cdot 1,63 \cdot 10^{-2}} = 0,689$$

$$Re = \frac{w h_{ст} \rho}{\mu}$$

$$w = \frac{V \cdot 22,4 (273 + 112,0)}{3600 S \cdot 273} = \frac{23,5 \cdot 22,4 \cdot 385}{3,6 \cdot 10^3 \cdot 3,14 \cdot \frac{0,675^2}{4} \cdot 273} = 0,58 \text{ м/сек}$$

$$Re = \frac{0,58 \cdot 3,9 \cdot 10^{-2} \cdot 2,95}{9,2 \cdot 10^{-6}} = 7253$$

$$Ga = \frac{g h_{ст}^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9,81 \cdot 3,9^3 \cdot 10^{-6} \cdot 2,95^2}{9,2^2 \cdot 10^{-12}} = 5,98 \cdot 10^7$$

$$Sh = 0,69 \cdot 0,689^{0,5} \cdot 7253^{0,72} \cdot (5,98 \cdot 10^7)^{0,24} = 25 \cdot 340$$

$$k_r = \frac{Sh D}{h_{ст}} = \frac{25 \cdot 340 \cdot 1,63 \cdot 10^{-2}}{3,9 \cdot 10^{-2}} = 10 \cdot 591 \text{ м/ч}$$

2) По формуле (VIII. 63)

$$Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} \Gamma_c$$

$$Re = \frac{w l \rho}{\varepsilon \mu} = \frac{0,58 \cdot 1 \cdot 2,95}{0,5 \cdot 9,2 \cdot 10^{-6}} = 3,72 \cdot 10^5$$

$$\Gamma_c = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho g l} = \frac{h_{ст} \rho g}{\rho g l} = \frac{h_{ст}}{l} = \frac{3,9 \cdot 10^{-2}}{1} = 3,9 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

$$Sh = 8 \cdot 10^4 (3,72 \cdot 10^5)^{0,5} \cdot 0,689^{0,5} \cdot 3,9 \cdot 10^{-2} = 1,57 \cdot 10^6$$

$$k_r = \frac{1,57 \cdot 10^6 \cdot 1,63 \cdot 10^{-2}}{1} = 2,56 \cdot 10^4 \text{ м/ч}$$

Так как в формуле (VIII. 63) коэффициент k_r отнесен к свободному сечению тарелки, то для сравнения результата с данными, полученными по формуле (VIII. 62), пересчитаем его, относя ко всей рабочей площади тарелки

$$k_r = 2,56 \cdot 10^4 \frac{30}{100} = 0,768 \cdot 10^4 \text{ м/ч}$$

3) По формуле (VIII. 70)

$$Sh = 0,79 Re + 1,1 \cdot 10^4$$

$$Re = \frac{w \rho}{\mu} = \frac{0,58 \cdot 1 \cdot 2,95}{9,2 \cdot 10^{-6}} = 1,86 \cdot 10^5$$

$$Sh = 0,79 \cdot 1,86 \cdot 10^5 + 1,1 \cdot 10^4 = 1,56 \cdot 10^5$$

$$k_r = \frac{1,56 \cdot 10^5 \cdot 1,63 \cdot 10^{-2}}{1} = 2543 \text{ м/ч}$$

4) По формуле (VIII. 71)

$$Sh = 2 Re^{0,9} Sc^{0,25}$$

В этом уравнении в качестве определяющего линейного размера берем величину

$$l = \left(\frac{2\sigma_{ж}}{\rho_{ж}g} \right)^{0,5}$$

Для ректифицируемой смеси при средней температуре в колонне поверхностное натяжение $\sigma_{ж} = 1,9 \cdot 10^{-2} \text{ н/м}$; плотность $\rho_{ж} = 778,3 \text{ кг/м}^3$ и

$$l = \left(\frac{2 \cdot 1,9 \cdot 10^{-2}}{778,3 \cdot 9,81} \right)^{0,5} = 2,22 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

$$Re = \frac{w l \rho}{\mu} = \frac{0,58 \cdot 2,22 \cdot 10^{-3} \cdot 2,95}{9,2 \cdot 10^{-6}} = 413$$

$$Sh = 2 \cdot 413^{0,9} \cdot 0,689^{0,25} = 2 \cdot 226 \cdot 0,91 = 411$$

$$k_r = \frac{Sh D}{l} = \frac{4,11 \cdot 10^2 \cdot 1,63 \cdot 10^{-2}}{2,22 \cdot 10^{-3}} = 3018 \text{ м/ч}$$

Определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе.

1) По формуле (VIII. 64)

$$Sh = 0,23 Sc^{0,5} Re^{1,1} Ga^{0,24} \Gamma^{-1}$$

Скорость в критерии Рейнольдса отнесена к рабочей площади тарелки (общая площадь сечения колонны минус площадь сливных сегментов).

Площадь сливных сегментов

$$S_B = \frac{d_k^2}{8} \left(\frac{\pi \alpha}{180} - \sin \alpha \right)$$

где α — центральный угол, определяемый по формуле

$$\frac{b}{d_k} = \sin \frac{\alpha}{2}$$

$$\sin \frac{\alpha}{2} = \frac{0,450}{0,675} = 0,667; \alpha = 83,30^\circ$$

$$S_B = \frac{0,675^2}{8} \left(\frac{3,14 \cdot 83,30}{180} - \sin 83,30^\circ \right) = 2,62 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Рабочая площадь тарелки:

$$S_T = \frac{3,14 \cdot 0,675^2}{4} - 2 \cdot 2,62 \cdot 10^{-2} = 0,305 \text{ м}^2$$

$$w = \frac{17,95 \cdot 93,3}{3600 \cdot 778,3 \cdot 0,305} = 1,96 \cdot 10^{-3} \text{ м/сек}$$

$$Re = \frac{1,96 \cdot 10^{-3} \cdot 3,9 \cdot 10^{-2} \cdot 778,3}{2,7 \cdot 10^{-4}} = 220$$

Вязкость смеси при $t = 112^\circ \text{С}$ равна $\mu = 0,27 \text{ сПз}$. Коэффициент диффузии, вычисленный по формуле (VIII. 37), $D = 1,55 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{ч}$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{3,6 \cdot 10^3 \cdot 2,7 \cdot 10^{-4}}{778,3 \cdot 1,55 \cdot 10^{-5}} = 80,6$$

$$Ga = \frac{9,81 \cdot h_{ст}^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9,81 \cdot 3,9^3 \cdot 10^{-6} \cdot 778,3^2}{2,7^2 \cdot 10^{-8}} = 4,84 \cdot 10^9$$

$$\Gamma = 1 - \epsilon = 1 - 0,5 = 0,5$$

$$Sh = 0,23 \cdot 80,6^{0,5} \cdot 220^{1,1} (4,84 \cdot 10^9)^{0,24} \cdot 0,5^{-1} = 3,29 \cdot 10^5$$

$$k_{ж} = \frac{Sh D}{h_{ст}} = \frac{3,29 \cdot 10^5 \cdot 1,55 \cdot 10^{-5}}{3,9 \cdot 10^{-2}} = 131 \text{ м/ч}$$

Коэффициент массоотдачи $k_{ж}$, отнесенный к сечению колонны

$$k_{ж} = 131 \frac{S_T}{S} = 131 \frac{0,305}{3,14 \frac{0,675^2}{4}} = 112 \text{ м/ч}$$

2) По формуле (VIII. 63)

$$Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} \Gamma_c$$

Скорость, отнесенная к полному сечению колонны

$$w = \frac{17,95 \cdot 93,3}{3,6 \cdot 10^3 \cdot 778,3 \cdot 3,14 \frac{0,675^2}{4}} = 1,67 \cdot 10^{-3} \text{ м/сек}$$

$$Re = \frac{w l \rho}{(1 - \epsilon) \mu} = \frac{1,67 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 778,3}{0,5 \cdot 2,7 \cdot 10^{-4}} = 9628$$

$$\Gamma_c = \frac{h_{ст} \rho g}{\rho g l} = \frac{h_{ст}}{l} = \frac{3,9 \cdot 10^{-2}}{1} = 3,9 \cdot 10^{-2}$$

$$Sh = 8 \cdot 10^4 \cdot 9628^{0,5} \cdot 80,6^{0,5} \cdot 3,9 \cdot 10^{-2} = 2,75 \cdot 10^6$$

$$k_{ж} = \frac{Sh D}{l} = \frac{2,75 \cdot 10^6 \cdot 1,55 \cdot 10^{-5}}{1} = 42,6 \text{ м/ч}$$

3) По формуле (VIII. 72)

$$Sh = 3,8 \cdot 10^4 Sc^{0,62}$$

$$Sh = 3,8 \cdot 10^4 \cdot 80,6^{0,62} = 3,8 \cdot 10^4 \cdot 15,21 = 57,8 \cdot 10^4$$

$$k_{ж} = \frac{5,78 \cdot 10^5 \cdot 1,55 \cdot 10^{-5}}{1} = 8,96 \text{ м/ч}$$

Анализ полученных результатов.

Значения коэффициентов массоотдачи, полученные разными методами, сведены в табл. VIII-11, из которой видно, что результаты расчета значительно отличаются друг от друга.

Таблица VIII-11. Результаты расчета коэффициентов массоотдачи k_r и $k_{ж}$

| Уравнение для расчета | Значение k_r , м/ч | Уравнение для расчета | Значение $k_{ж}$, м/ч |
|--|----------------------|---|------------------------|
| (VIII.62) $Sh = 0,69Sc^{0,5}Re^{0,72}Ga^{0,24}$ | $1,06 \cdot 10^4$ | (VIII.63) $Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} Gr_c$ | 42,6 |
| (VIII.63) $Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} Gr_c$ | $0,768 \cdot 10^4$ | (VIII.64) $Sh = 0,23 Sc^{0,5} Re^{1,1} Ga^{0,24} Gr_c^{-1}$ | 112 |
| (VIII.70) $Sh = 0,79 Re + 1,1 \cdot 10^4$ | $0,254 \cdot 10^4$ | (VIII.72) $Sh = 3,8 \cdot 10^4 Sc^{0,62}$ | 8,96 |
| (VIII.71) $Sh = 2 Re^{0,9} Sc^{0,25}$ | $0,302 \cdot 10^4$ | | |

Более надежные результаты дает расчет по уравнениям, используемым в пунктах 1 и 2*; остальные уравнения применимы лишь при небольшой высоте жидкости на тарелке. Расхождения между величинами, полученными в пунктах 1 и 2, объясняются принятым способом выражения средней движущей силы при обработке экспериментальных данных. Как было указано ранее, при выводе уравнений (VIII.62) и (VIII.64) принималось, что на тарелке происходит идеальное перемешивание жидкости, в то время как уравнение (VIII.63) получено с учетом реального поля концентраций на тарелке. Это и привело к получению различных значений коэффициентов.

Пример VIII.23. Определить коэффициент массоотдачи в сплошной фазе для системы смесь 70% о-нитрофенола и 30% хлорбензола — бензол — вода, если диаметр капель ~ 3 мм, скорость падения капель 3,5 см/сек и температура 25°C.

Решение. Считаем, что концентрация о-нитрофенола в водной фазе незначительна, поэтому принимаем ее свойства равными свойствам чистой воды при 25°C: $\mu = 0,8937$ сПз, $\rho = 997$ кг/м³.

По формуле (VIII.37) определяем величину коэффициента диффузии $D = 0,87 \cdot 10^{-5}$ см²/сек $= 3,13 \cdot 10^{-6}$ м²/ч.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{3,5 \cdot 10^{-2} \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 997}{0,8937 \cdot 10^{-4}} = 117$$

$$Re^{0,5} = 10,8$$

$$Sc = \frac{3600 \mu}{\rho D} = \frac{3,6 \cdot 10^3 \cdot 8,937 \cdot 10^{-4}}{997 \cdot 3,13 \cdot 10^{-6}} = 1,03 \cdot 10^3$$

$$Sc^{1/3} = 10,1$$

По формуле (VIII.74)

$$Sh = -178 + 3,62 Re^{0,5} Sc^{1/3} = -178 + 3,62 \cdot 10,8 \cdot 10,1 = 216$$

* Такой вывод авторов нельзя считать достаточно обоснованным, так как пока нет исчерпывающих данных, свидетельствующих о надежности применения для расчета ректификационных колонн формул, полученных на основании опытов по абсорбции. (Прим. ред.)

Отсюда

$$k_{ж} = \frac{Sh D}{d} = \frac{216 \cdot 3,13 \cdot 10^{-6}}{3 \cdot 10^{-3}} = 0,225 \text{ м/ч}$$

Пример VIII.24. По данным примера VIII.20 определить коэффициенты массопередачи у основания и вверху колонны. Выразить коэффициенты массопередачи в м/ч, $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м³)^{-1}$ и в $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}$. Из значений коэффициентов, полученных в примере VIII.20, использовать следующие: $k_r = 31,3$ м/ч [т. е. $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м³)^{-1}$] и $k_{ж} = 0,439$ м/ч [т. е. $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м³)^{-1}$].

Решение. Для определения коэффициента массопередачи K_r , выраженного в $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м³)^{-1}$, надо, чтобы угловой коэффициент линии равновесия был безразмерным, так как оба коэффициента массоотдачи имеют одинаковую размерность. Для выражения коэффициента K_r в $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}$ коэффициент массоотдачи k_r должен иметь ту же размерность, а коэффициент массоотдачи $k_{ж}$ — размерность $кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м³)^{-1}$, поэтому наклон линии равновесия будет иметь размерность $м³ \cdot атм/кг$.

Для определения углового коэффициента m в табл. VIII-12 приведены концентрации двуокиси серы в газе и жидкости, вычисленные по экспериментальным данным (столбцы 1 и 4).

Таблица VIII-12. Равновесные концентрации SO₂ в газовой и жидкой фазах

| Парциальное давление | | c_A , г. кг/м³ | c_A , ж. г/100 г воды | c_A , ж. кг/м³ |
|----------------------|-----------------------|----------------------|-------------------------|------------------|
| мм рт. ст. | атм | | | |
| 0,5 | $6,6 \cdot 10^{-4}$ | $1,76 \cdot 10^{-3}$ | 0,02 | 0,2 |
| 1,2 | $1,58 \cdot 10^{-3}$ | $4,22 \cdot 10^{-3}$ | 0,05 | 0,5 |
| 3,2 | $4,21 \cdot 10^{-3}$ | $1,13 \cdot 10^{-2}$ | 0,1 | 1 |
| 5,8 | $7,63 \cdot 10^{-3}$ | $2,06 \cdot 10^{-2}$ | 0,15 | 1,5 |
| 8,5 | $1,12 \cdot 10^{-2}$ | $3,03 \cdot 10^{-2}$ | 0,2 | 2 |
| 14,1 | $1,855 \cdot 10^{-2}$ | $5,05 \cdot 10^{-2}$ | 0,3 | 3 |
| 26,0 | $3,4 \cdot 10^{-2}$ | $9,4 \cdot 10^{-2}$ | 0,498 | 4,98 |

Из условий примера VIII.20 на основании материального баланса могут быть определены:

количество SO₂, поступающего в колонну

$$G_H = Q_{об} y_1 p = 3000 \cdot 0,04 \cdot 2,67 = 320 \text{ кг/ч}$$

количество инертного газа (воздуха), проходящего через колонну

$$Q_{ин} = Q_{об} (1 - y_1) = 3000 \cdot 0,96 = 2880 \text{ м³/ч}$$

количество SO₂, покидающего колонну вместе с воздухом

$$G_K = \frac{Q_{ин} y_2 p}{1 - y_2} = \frac{2880 \cdot 0,005 \cdot 2,67}{1 - 0,005} = 38,6 \text{ кг/ч}$$

количество SO₂, абсорбируемого в колонне

$$G_{абс} = G_H - G_K = 320 - 38,6 = 281,4 \text{ кг/ч}$$

конечная концентрация раствора

$$x_1 = \frac{G_{\text{абс}}}{L} = \frac{281,4}{56,5} = 4,98 \text{ кг/м}^3$$

$$x_2 = 0 \quad (\text{по условию задачи})$$

$$y_1 = \frac{320}{2880} = 0,111 \text{ кг/м}^3; \quad y_2 = \frac{38,6}{2880} = 0,0134 \text{ кг/м}^3$$

Наклон m можно определить графически, проведя касательные в точках $x_1 = 4,98$ и $x_2 = 0$ к кривым, построенным по данным табл. VIII-12, или аналитически — по уравнению (VIII.7)

$$m = k \frac{\lg \frac{y_1^*}{y_2}}{\lg \frac{x_1}{x_2}}$$

Определение m в верхнем сечении колонны. При $x_1 = 0$ и $y_1^* = 0$ уравнение (VIII.7) становится неопределенным. Поэтому найдем значение m на некотором расстоянии в непосредственной близости от верха колонны.

Определение m в координатах $[y] = \text{атм}$, $[x] = \text{кг/м}^3$. В непосредственной близости от верха колонны примем следующие значения x и y^* (табл. VIII-12):

$$x_1 = 0,2 \text{ кг/м}^3; \quad y_1^* = 6,6 \cdot 10^{-4} \text{ атм}$$

$$x_2 = 0,5 \text{ кг/м}^3; \quad y_2^* = 1,58 \cdot 10^{-3} \text{ атм}$$

$$m = \frac{6,6 \cdot 10^{-4}}{0,2} \cdot \frac{\lg \frac{1,58 \cdot 10^{-3}}{6,6 \cdot 10^{-4}}}{\lg \frac{0,5}{0,2}} = 3,15 \cdot 10^{-3} \text{ атм} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}$$

Определение m в координатах $[y] = \text{кг/м}^3$, $[x] = \text{кг/м}^3$. Из табл. VIII-12 вблизи от верха колонны выбираем те же точки:

$$x_1 = 0,2 \text{ кг/м}^3; \quad y_1^* = 1,76 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$$

$$x_2 = 0,5 \text{ кг/м}^3; \quad y_2^* = 4,22 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$$

$$m = \frac{1,76 \cdot 10^{-3}}{0,2} \cdot \frac{\lg \frac{4,22 \cdot 10^{-3}}{1,76 \cdot 10^{-3}}}{\lg \frac{0,5}{0,2}} = 8,4 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг/м}^3}{\text{кг/м}^3}$$

Определение m у основания колонны.

Определение m в координатах $[y] = \text{атм}$, $[x] = \text{кг/м}^3$.

Конечная концентрация SO_2 в жидкой фазе $x_2 = 4,98 \text{ кг/м}^3$, чему соответствует (см. табл. VIII-12) равновесная концентрация в газе $y^* = 3,4 \cdot 10^{-2} \text{ атм}$.

Чтобы применить уравнение (VIII.7), выбираем на кривой точку, расположенную наиболее близко к точке x_2, y_2^* :

$$x_2 = 4,98 \text{ кг/м}^3; \quad y_2^* = 3,4 \cdot 10^{-2} \text{ атм}$$

$$x_1 = 3 \text{ кг/м}^3; \quad y_1^* = 1,855 \cdot 10^{-2} \text{ атм}$$

$$m = \frac{3,4 \cdot 10^{-2}}{4,98} \cdot \frac{\lg \frac{3,4 \cdot 10^{-2}}{1,855 \cdot 10^{-2}}}{\lg \frac{4,98}{3}} = 8,16 \cdot 10^{-3} \text{ атм} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}$$

Определение m в координатах $[y] = \text{кг/м}^3$, $[x] = \text{кг/м}^3$

$$x_2 = 4,98 \text{ кг/м}^3; \quad y_2^* = 9,4 \cdot 10^{-2} \text{ кг/м}^3$$

$$x_1 = 3 \text{ кг/м}^3; \quad y_1^* = 5,05 \cdot 10^{-2} \text{ кг/м}^3$$

Отсюда $m = 2,32 \cdot 10^{-3} (\text{кг/м}^3)/(\text{кг/м}^3)$.

Определение коэффициента массопередачи.

Вверху колонны:

$$k_{\Gamma} = 31,3 \text{ м/ч} [\text{т. е. } \text{кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}] = 83,3 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$$

$$k_{\text{ж}} = 0,439 \text{ м/ч} [\text{т. е. } \text{кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}]$$

где для пересчета коэффициента k_{Γ} использовано соотношение (VIII.47), причем принято $P_{B,\text{ср}} = 1$.

Таким образом, коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, может быть найден по значениям

$$k_{\Gamma} = 31,3 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}; \quad k_{\text{ж}} = 0,439 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1};$$

$$m = 8,4 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг/м}^3}{\text{кг/м}^3}$$

и

$$k_{\Gamma} = 83,3 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}; \quad k_{\text{ж}} = 0,439 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1};$$

$$m = 3,15 \cdot 10^{-3} \text{ атм} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}$$

Используя соотношение (VIII.75) при $m = 8,4 \cdot 10^{-3} (\text{кг/м}^3)/(\text{кг/м}^3)$, имеем

$$K_{\Gamma} = \frac{1}{\frac{1}{31,3} + \frac{8,4 \cdot 10^{-3}}{0,439}} = 19,6 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}, \text{ или м/ч}$$

а при $m = 3,15 \cdot 10^{-3} \text{ атм} \cdot (\text{кг/м}^3)^{-1}$

$$K_{\Gamma} = \frac{1}{\frac{1}{83,3} + \frac{3,15 \cdot 10^{-3}}{0,439}} = 52 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$$

Если пересчитать последнее значение K_{Γ} с помощью соотношения (VIII.47), то получим

$$K_{\Gamma} = \frac{52}{64} \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} \cdot 293 = 19,5 \text{ м/ч}$$

Найдем коэффициент массопередачи, отнесенный к жидкой фазе. Пользуясь соотношением (VIII. 76) при $m = 8,4 \cdot 10^{-3}$, получаем

$$K_{ж} = \frac{1}{\frac{1}{8,4 \cdot 10^{-3} \cdot 31,3} + \frac{1}{0,439}} = \frac{1}{3,80 + 2,28} = \frac{1}{6,08} = 0,164 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{-1}, \text{ или } \text{м}/\text{ч}$$

и при $m = 3,15 \cdot 10^{-3} \text{ атм} \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{-1}$

$$K_{ж} = \frac{1}{\frac{1}{3,15 \cdot 10^{-3} \cdot 83,3} + \frac{1}{0,439}} = \frac{1}{3,81 + 2,28} = 0,164 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{-1}, \text{ или } \text{м}/\text{ч}$$

У основания колонны:

Отнесем коэффициент k_r к движущей силе, выраженной в единицах давления. Здесь значение $p_{в, ср}$ нельзя принимать равным единице, так как следует учитывать концентрацию SO_2 в газе на входе в колонну. Для условий примера имеем

$$p_{A, 1} = 0,04 \text{ атм}; \quad p_{A, 2} = 0,034 \text{ атм}$$

$$p_{B, 1} = 1 - 0,04 = 0,96 \text{ атм}; \quad p_{B, 2} = 1 - 0,034 = 0,966 \text{ атм}$$

$$p_{B, ср} = \frac{0,966 + 0,96}{2} = 0,963 \text{ атм}$$

Используя соотношение (VIII. 47) для пересчета, получаем

$$k_r = 31,3 \frac{1 \cdot 64}{0,963 \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} \cdot 293} = 86,5 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$$

Коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе при $m = 2,32 \cdot 10^{-2}$, согласно уравнению (VIII. 75), равен

$$K_r = \frac{1}{\frac{1}{31,3} + \frac{2,32 \cdot 10^{-2}}{0,439}} = 11,9 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{-1}, \text{ или } \text{м}/\text{ч}$$

а при $m = 8,16 \cdot 10^{-3} \text{ атм} \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{-1}$

$$K_r = \frac{1}{\frac{1}{86,5} + \frac{8,16 \cdot 10^{-3}}{0,439}} = 33 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$$

Пересчитав последнюю величину K_r с помощью соотношения (VIII. 47), получим

$$K_r = \frac{33}{64} \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} \cdot 273 \cdot 0,963 = 11,1 \text{ м}/\text{ч}$$

Для определения коэффициента массопередачи, отнесенного к жидкой фазе, используем уравнение (VIII. 76) при $m = 2,32 \cdot 10^{-2}$

$$K_{ж} = \frac{1}{\frac{1}{8,4 \cdot 10^{-3} \cdot 86,5} + \frac{1}{0,439}} = \frac{1}{1,37 + 2,28} = 0,274 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{-1}, \text{ или } \text{м}/\text{ч}$$

Из приведенных расчетов видно, что коэффициент массопередачи зависит от концентраций SO_2 в обеих фазах.

Пример VIII. 25. Определить коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе, для тарельчатой ректификационной колонны. Подвергаемая ректификации смесь состоит из четыреххлористого углерода и толуола. Концентрация кубового остатка $x_w = 0,022$, а дистиллята $x_D = 0,9$. Даны коэффициенты массопотдачи $k_r = 100 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y)$ и $k_{ж} = 400 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x)$.

Решение. Относительную летучесть компонентов смеси можно считать постоянной и равной $\alpha = 2,7$.

Продифференцируем соотношение (VIII. 14)

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$m = \frac{dy^*}{dx} = \frac{\alpha [1 + (\alpha - 1)x] - (\alpha - 1)x}{[1 + (\alpha - 1)x]^2} = \frac{\alpha}{[1 + (\alpha - 1)x]^2}$$

Давая переменной x различные значения в пределах между $x_w = 0,022$ и $x_D = 0,9$, находим наклон линии равновесия. Так, при $x = 0,022$

$$m = \frac{dy^*}{dx} = \frac{2,7}{[1 + (2,7 - 1) 0,022]^2} = \frac{2,7}{1,037^2} = 2,51$$

Подставляя значения k_r , $k_{ж}$ и m в уравнение (VIII. 75), получим величины коэффициентов массопередачи, отнесенных к газовой фазе, в интервале изменения концентрации легколетучего компонента в колонне. Результаты вычислений приведены ниже:

| | | | | | | | | | | |
|------------------------------|-------------------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| x | 0,022 | 0,1 | 0,2 | 0,3 | 0,4 | 0,5 | 0,6 | 0,7 | 0,8 | 0,9 |
| m | 2,51 | 1,97 | 1,50 | 1,184 | 0,957 | 0,79 | 0,662 | 0,563 | 0,485 | 0,422 |
| $\frac{1}{k_r}$ | $1 \cdot 10^{-2}$ | | | | | | | | | |
| $\frac{m}{k_{ж}} \cdot 10^3$ | 6,3 | 4,9 | 3,75 | 2,96 | 2,39 | 1,98 | 1,67 | 1,4 | 1,21 | 1,06 |
| $\frac{1}{K_r} \cdot 10^2$ | 1,63 | 1,49 | 1,375 | 1,296 | 1,239 | 1,198 | 1,167 | 1,14 | 1,121 | 1,106 |
| K_r | 61,3 | 67,1 | 72,7 | 77,2 | 80,7 | 83,5 | 85,7 | 87,7 | 89,2 | 90,4 |

ЗАДАЧИ

Задача VIII. 1. В сосуде имеется раствор аммиака, концентрация которого $c_{\text{NH}_3} = 15 \text{ кг}/100 \text{ кг}$ раствора. Общее давление в сосуде $p = 1 \text{ атм}$, температура $t = 20^\circ \text{C}$. Определить парциальное давление аммиака в воздухе над раствором. Воспользоваться данными рис. VIII-5.

Задача VIII. 2. В колонне проводят абсорбцию CO_2 водой под давлением. Конечная концентрация раствора $c_{\text{CO}_2} = 0,5 \text{ кг}/\text{кг}$ H_2O . Определить, какое количество CO_2 выделится из 1 м^3 раствора, если после выхода из колонны вода собирается в сосуде, общее давление в котором составляет $p = 738 \text{ мм рт. ст.}$. Константа Генри для CO_2 при 20°C $H = 1,08 \cdot 10^6 \text{ мм рт. ст.}$

Задача VIII.3. Пользуясь экспериментальными данными, построить в координатах $Y-X$ линию равновесия для системы SO_2 —вода при температуре 18°C . Экспериментальные данные:

Концентрация в воде

c_{SO_2} , г/100 г воды . . 0,02 0,05 0,1 0,15 0,2 0,3 0,5 0,7 1 1,5

Парциальное давление

 SO_2 в разе p_{SO_2} .

| | | | | | | | | | | |
|--------------------|-------|------|------|-----|-----|------|----|----|----|----|
| мм рт. ст. | 0,385 | 1,02 | 2,66 | 4,9 | 6,3 | 11,8 | 23 | 34 | 54 | 84 |
|--------------------|-------|------|------|-----|-----|------|----|----|----|----|

Задача VIII.4. Используя уравнение (VIII.7), определить наклон линии равновесия $m_y = dY/dX$ для системы аммиак — вода при температуре 40°C и общем давлении $p = 760 \text{ мм рт. ст.}$ в точках $(c_{\text{NH}_3,1}) = 1,895 \text{ кг/кг воды}$ и $(c_{\text{NH}_3,2}) = 7,5 \text{ кг/кг воды}$; соответствующие парциальные давления при равновесии составляют: $(p_{\text{NH}_3,1}^*) = 28,4 \text{ мм рт. ст.}$ и $(p_{\text{NH}_3,2}^*) = 120 \text{ мм рт. ст.}$

Задача VIII.5. Построить равновесные линии в диаграммах $y-x$ и $t-x-y$ для смеси бензол—толуол при давлении 760 мм рт. ст. Известны следующие значения давлений паров чистых компонентов:

| | | | | | | | | | |
|---------------------|------|----|----|----|----|-----|-----|-----|-------|
| $t, ^\circ\text{C}$ | 80,2 | 84 | 88 | 92 | 96 | 100 | 104 | 108 | 110,4 |
|---------------------|------|----|----|----|----|-----|-----|-----|-------|

| | | | | | | | | | |
|--------------------|-----|-----|-----|------|------|------|------|------|------|
| P_1 , мм рт. ст. | 760 | 852 | 957 | 1078 | 1204 | 1344 | 1495 | 1659 | 1748 |
|--------------------|-----|-----|-----|------|------|------|------|------|------|

| | | | | | | | | | |
|--------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| P_2 , мм рт. ст. | 300 | 333 | 380 | 432 | 493 | 559 | 626 | 705 | 760 |
|--------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|

Определить также температуру кипения и равновесный состав пара для смеси, содержащей 12,5 мольн. % бензола.

Задача VIII.6. Используя данные предыдущей задачи, определить путем дифференцирования уравнения (VIII.14) наклон линии равновесия $m = dy^*/dx$ в точке $x = 0,5$.

Задача VIII.7. Система этиловый спирт — вода при давлении 760 мм рт. ст. образует азеотропную смесь состава $y = x = 0,8943$, кипящую при $t = 78,17^\circ \text{C}$. Давление паров чистых компонентов при этой температуре составляет $p_1 = 753$ мм рт. ст. и $p_2 = 330$ мм рт. ст. С помощью уравнения ван-Лаара определить состав жидкости и пара при температуре $t = 80,7^\circ \text{C}$, при которой давления паров чистых компонентов составляют $p_1 = 835$ мм рт. ст. и $p_2 = 366$ мм рт. ст.

Задача VIII.8. Определить равновесный состав для системы бутан—пентан при давлении 3 атм и температуре 37,8°С, пользуясь: а) законом Рауля; б) уравнением (VIII.23), если известно, что давления паров чистых компонентов при соответствующей температуре равны $p_1 = 2650$ мм рт. ст. и $p_2 = 830$ мм рт. ст.; константы равновесия $k_1 = 1,15$ и $k_2 = 0,36$.

Задача VIII.9. Определить с помощью уравнения (VIII.34) коэффициент диффузии CO_2 при температуре 20°C и нормальном давлении: а) в воздухе; б) в парах воды.

Задача VIII.10. В скруббере с помощью серной кислоты осушают смесь газов, содержащую 2,4% водяных паров (А); 7,8%

SO₂ (B); 10,6% O₂ (C) и 79,2% N₂ (D). Определить коэффициент диффузии паров воды в смеси инертных газов.

Указание. Вначале по уравнению (VIII.34) определить коэффициенты диффузии паров воды в каждом из компонентов газа, а затем по уравнению (VIII.41) — коэффициент диффузии в их смеси.

Задача VIII.11. Определить коэффициент диффузии фенола в бензоле при $t = 5^\circ \text{C}$ по уравнению (VIII.37), если $\mu = 0,821 \text{ смз}$, $V_A = 103,4$.

Задача VIII.12. Определить коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах при абсорбции SO_2 водой в колонне с беспорядочно загруженной насадкой из колец Рашига $50 \times 50 \times 5$ мм. Колонна работает при следующих условиях: давление — атмосферное; расход газа $Q_{\text{об}} = 2800 \text{ м}^3/\text{ч}$ (объем газа приведен к нормальным условиям); начальная концентрация SO_2 $y_1 = 0,05$; средняя температура в колонне $t = 15,75^\circ\text{C}$; расход воды $L_{\text{об}} = 72,6 \text{ м}^3/\text{ч}$; диаметр колонны $d_k = 1,18$ м. Дано: коэффициент диффузии в газовой фазе $D_r = 4,95 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{ч}$; в жидкой фазе $D_{ж} = 5,33 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{ч}$; вязкость $\mu_r = 1,74 \cdot 10^{-5} \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$ и $\mu_{ж} = 1,15 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$; плотность газа $\rho_r = 1,265 \text{ кг}/\text{м}^3$.

У к а з а н и е. Для решения использовать уравнения (VIII.51) и (VIII.57),
табл. VIII-2, строка 5.

Задача VIII.13. Пользуясь соотношениями (VIII.48) и (VIII.50), пересчитать полученные в предыдущей задаче коэффициенты массоотдачи при условии, что движущая сила выражена в мольных долях.

Задача VIII.14. Пользуясь данными примера VIII.21, пересчитать с помощью уравнения (VIII.61) полученное в задаче VIII.12 значение коэффициента массоотдачи в газовой фазе, отнеся его к объему жидкости на тарелке.

Задача VIII.15. В колонне с ситчатыми тарелками проводят абсорбцию диоксида серы водой из воздуха при атмосферном давлении. Определить, пользуясь уравнением (VIII.63), коэффициенты массоотдачи, если колонна работает в следующих условиях: расход газа $Q_{об} = 2800 \text{ м}^3/\text{ч}$ (объем газа приведен к нормальным условиям); начальная концентрация SO_2 на входе в колонну $y_1 = 0,075$; конечная концентрация $y_2 = 0,00364$; средняя температура в колонне $t = 18^\circ\text{C}$; расход абсорбирующей воды $L_{об} = 78,5 \text{ м}^3/\text{ч}$; диаметр колонны $d_k = 1200 \text{ мм}$; газосодержание пены $\varepsilon = 0,5$; высота переточного порога $h_n = 30 \text{ мм}$. Дано: коэффициенты диффузии в газовой фазе $D_r = 4,45 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{ч}$ и в жидкой фазе $D_{ж} = 5,05 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{ч}$; вязкость газа $\mu_r = 1,79 \cdot 10^{-5} \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$ и вязкость жидкости $\mu_{ж} = 1,13 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$.

Задача VIII. 16. Пользуясь значениями коэффициентов массоотдачи, полученными в предыдущей задаче, определить коэффициенты массоотдачи, выраженные в $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) \cdot \Delta u$ и $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) \cdot \Delta x$ и отнесенные ко всей площади поперечного сечения колонны. Следует учитывать, что в уравнении (VIII.63) коэффициент массоотдачи k_r отнесен к свободному сечению та-

релки. Дано: доля свободного сечения $\phi = 14,5\%$; рабочая площадь тарелки $S_T = 0,93 \text{ м}^2$.

Задача VIII.17. Пользуясь данными и результатами решения задач (VIII.15) и (VIII.16), определить коэффициенты массопередачи, отнесенные к газовой фазе, для низа и верха колонны. Наклоны линии равновесия определить по уравнению (VIII.7) и данным задачи (VIII.3).

ЛИТЕРАТУРА

Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966.
 Стабников В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965.
 Трейбал Р., Жидкостная экстракция, пер. с англ., Изд. «Химия», 1966.
 Кафаров В. В., Основы массопередачи, Изд. «Высшая школа», 1962.
 Хоблер Т., Массопередача и абсорбция, пер. с польск., Изд. «Химия», 1964.
 Касаткин А. Г., Плановский А. Н., Чехов О. С., Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов, Стандартгиз, 1961.
 Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В., Равновесие между жидкостью и паром, кн. 1, 2, Изд. «Наука», 1966.
 Хала Э., Пик И., Фрид В., Вилим О., Равновесие между жидкостью и паром, пер. с англ., Издательство, 1962.
 Рид Р., Шервуд Т., Свойства газов и жидкостей, пер. с англ., Гостоптехиздат, 1964.
 Бретшнайдер Ст., Свойства газов и жидкостей, пер. с польск., Изд. «Химия», 1966.

Глава IX

АППАРАТЫ КОЛОННОГО ТИПА ДЛЯ ПРОЦЕССОВ МАССООБМЕНА *

НАСАДОЧНЫЕ КОЛОННЫ

Расчет параметров насадки

Удельную поверхность и эквивалентный диаметр насадки можно определить из следующих соотношений

$$\sigma = \frac{6(1-\epsilon)}{\psi d_{06}} \quad (\text{IX. 1})$$

$$\sigma = \frac{6(1-\epsilon)}{\psi^{1/2} d_n} \quad (\text{IX. 2})$$

где σ — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; ϵ — свободный объем (доля пустот), $\text{м}^3/\text{м}^3$; $\psi = 4,84 V^{2/3}/F$ — фактор формы (сферичность); $d_{06} = (6V/\pi)^{1/3}$ — диаметр шара, объем которого эквивалентен объему элемента насадки, м ; $d_n = (F/\pi)^{1/2}$ — диаметр шара, поверхность которого эквивалентна поверхности элемента насадки, м^{**} ; V — объем элемента насадки, м^3 ; F — поверхность элемента насадки, м^2 .

* Более подробный, а в ряде случаев и более точный расчет колонных аппаратов см. литературу, упомянутую на стр. 266 и 271. (Прим. ред.)

** Весьма распространено также выражение эквивалентного диаметра насадки в виде $d_0 = 4\epsilon/\sigma$. (Прим. ред.)

Таблица IX-1. Основные характеристики насадок

| Насадка | Материал | Размер насадки | | Число элементов в 1 м ³ объема колонны | Свободный объем ϵ | Поверхность на единицу объема σ , $\text{м}^2/\text{м}^3$ | Коэффициент пересчета по методу Морриса — Джексона | | Оптимальная скорость газа, $\text{м}/\text{сек}$ |
|---------------------------------|----------------------------|--------------------------------|-------------|---|----------------------------|--|--|---------|--|
| | | диаметр * элемента, d_n , мм | толщина, мм | | | | R_T | R_J | |
| Кусковые материалы | Кокс | 75 | — | — | 0,50 | 49 | 2,5 ** | 3,45 ** | 0,55—0,93 |
| | | 25—50 | — | — | 0,40 | 115 | 2,1 | 0,55 ** | 0,27 |
| | Кварц | 25 | — | — | 0,45 | 131 | 2,5 | 0,58 | 0,15—0,27 |
| | | 50 | — | — | 0,46 | 62,5 | 2,7 ** | 0,50 ** | 0,52—0,61 |
| Неупорядочно загруженные кольца | Металл | 12—30 | — | — | 0,40 | 144 | 2,2 ** | 0,55 ** | 0,13 |
| | | 50 | 1,5 | 6 180 | 0,92 | 98,5 | 3,3 | 0,67 | 0,73—0,91 |
| | Керамика | 25 | 1,5 | 47 600 | 0,86 | 194 | 3,0 ** | 0,90 ** | 0,58—0,70 |
| | | 12 | 0,8 | 370 000 | 0,87 | 377 | 3,1 | 0,88 | 0,30 |
| | | 75 | 10,0 | 1 840 | 0,72 | 65,5 | 2,5 | 0,60 ** | 0,67—1,25 |
| | | 50 | 6,0 | 5 820 | 0,74 | 92 | 2,7 ** | 0,65 ** | 0,55—0,85 |
| | | 50 | 5,0 | 6 000 | 0,79 | 95 | 2,8 | 0,67 | 0,73—0,92 |
| | | 38 | 5,0 | 14 100 | 0,73 | 125 | 2,7 ** | 0,75 ** | 0,52—0,79 |
| | | 25 | 2,5 | 46 000 | 0,80 | 184 | 2,7 | 0,88 ** | 0,37—0,60 |
| | | 18 | 2,5 | 106 000 | 0,74 | 236 | 2,7 ** | 0,88 ** | — |
| | | 12 | 1,5 | 370 000 | 0,73 | 377 | 2,7 | 0,88 ** | 0,20 |
| | Графит | 50 | 6,0 | 5 820 | 0,74 | 92 | 2,7 ** | 0,65 ** | 0,85 |
| | | 25 | 5,0 | 44 000 | 0,66 | 170 | 2,7 ** | 0,88 | 0,46 |
| | Правильно уложенные кольца | 12 | 1,5 | 370 000 | 0,73 | 377 | 2,7 ** | 0,88 ** | 0,20 |
| | | 100 | 10,0 | 950 | 0,73 | 62,5 | 1,4 ** | 0,60 ** | 1,9—2,4 |
| | | 75 | 10,0 | 2 300 | 0,66 | 82 | 1,4 ** | 0,68 ** | 1,1—1,5 |
| | | 75 | 6,0 | 2 300 | 0,76 | 82 | 1,4 | 0,68 | 1,7 |
| | | 50 | 6,0 | 7 400 | 0,67 | 118 | 1,4 ** | 0,70 ** | 0,88 |
| | | 50 | 5,0 | 7 400 | 0,72 | 118 | 1,4 ** | 0,70 ** | 0,88 |

* Диаметр элемента равен его высоте.

** Ориентировочные значения.

Для колец Рашига, имеющих толщину стенки 0,1 d_n , значения объемного и поверхностного эквивалентных диаметров определяются из соотношений:

$$d_{06} = 0,815 d_n \quad (\text{IX. 3})$$

$$d_n = 1,408 d_n \quad (\text{IX. 4})$$

где d_n — номинальный (наружный) диаметр колец, м .

Каждый тип насадки характеризуется определенными значениями удельной поверхности и свободного объема, которые зависят и от способа загрузки насадки. Основные характеристики некоторых типов насадки приведены в табл. IX-1.

Смоченную поверхность насадки* можно определить по формуле ван-Кревелена:

$$\ln \frac{\sigma - \sigma_{см}}{\sigma} = -1,39 \frac{q_{ж}}{\rho_{ж}} \quad (IX.5)$$

Эту формулу можно также записать в виде:

$$\frac{\sigma_{см}}{\sigma} = 1 - e^{-1,39 w_{ж}} \quad (IX.6)$$

Вейсман и Бонилла рекомендуют следующие формулы: для колец Рашига ($d = 25 \text{ мм}$)

$$\frac{\sigma_{см}}{\sigma} = 0,0218 q_r^{0,31} q_{ж}^{0,07} \quad (IX.7)$$

для шаров ($d = 12 \text{ мм}$)

$$\frac{\sigma_{см}}{\sigma} = 0,00033 \text{Re}_r^{0,31} q_{ж}^{0,5} \quad (IX.8)$$

где $\sigma_{см}$ — смоченная удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$; $q_{ж}$, q_r — массовые скорости, отнесенные к сечению пустой колонны, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $w_{ж}$ — скорость жидкости, отнесенная к сечению пустой колонны, $\text{м}/\text{ч}$; $\text{Re}_r = q_r d / \mu$ — критерий Рейнольдса для газа.

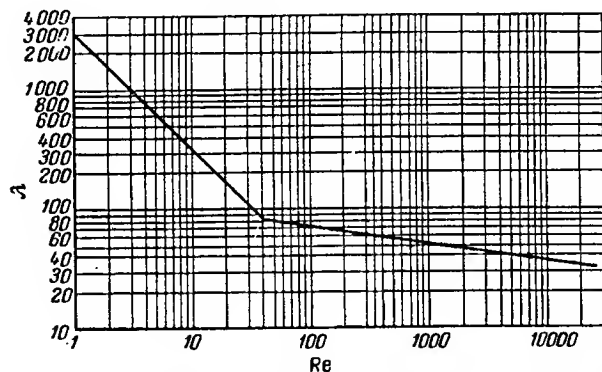


Рис. IX-1. Зависимость коэффициента трения λ от Re при движении жидкостей в зернистых слоях.

Гидравлическое сопротивление насадочных колонн

Потери напора при прохождении газа через сухую насадку (Δp_r , $\text{н}/\text{м}^2$) выражаются зависимостью (по Чилтону и Колбурну):

$$\Delta p_r = \lambda \frac{l}{d_n} \cdot \frac{w_{\phi}^2 \rho_r}{2} A_{\phi} A_{ст} \quad (IX.9)$$

где λ — коэффициент трения; l — высота слоя насадки, м ; d_n — диаметр насадки, м ; w_{ϕ} — фиктивная скорость газа, $\text{м}/\text{сек}$; ρ_r — плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$; A_{ϕ} — коэффициент, учитывающий форму насадки; $A_{ст}$ — коэффициент, учитывающий влияние стенок колонны.

* Сведения, сообщаемые авторами по этому вопросу, являются устаревшими и ненадежными. Об определении смоченной и эффективной поверхности насадки см., например, кн. Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966. (Прим. ред.)

Коэффициент трения λ находят на рис. IX-1 как функцию критерия Рейнольдса, определяемого по уравнению:

$$\text{Re} = \frac{w_{\phi} d_n \rho_r}{\mu_r} \quad (IX.10)$$

Ламинарное движение газа наблюдается до $\text{Re} < 40$.

Поправочные коэффициенты A_{ϕ} и $A_{ст}$ в зависимости от диаметра насадки d_n и диаметра колонны d_k следующие:

| | | | | |
|------------------------------------|-----|------|------|------|
| Диаметр колец d_n , мм | 5,1 | 12,7 | 25,4 | 50,8 |
| Значение A_{ϕ} | 0,4 | 0,35 | 0,26 | 0,17 |

| | | | | | | | |
|--|---|------|------|------|------|------|------|
| Отношение d_n/d_k | 0 | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,25 | 0,3 |
| Значение $A_{ст}$ при ламинарном течении . . . | 1 | 0,9 | 0,82 | 0,77 | 0,77 | 0,72 | 0,71 |
| турбулентном течении . . | 1 | 0,83 | 0,72 | 0,65 | 0,65 | 0,58 | 0,56 |

По Жаворонкову величина Δp_r (в $\text{н}/\text{м}^2$) выражается зависимостью:

$$\Delta p_r = \lambda \frac{l}{d_{экр}} \cdot \frac{w_{\phi}^2 \rho_r}{2\epsilon^2} \quad (IX.11)$$

где $d_{экр} = 4\epsilon/\sigma$ — эквивалентный диаметр насадки, м ; ϵ — свободный объем насадки.

Коэффициент трения λ определяют в функции от критерия Рейнольдса из следующих соотношений:

$$\text{при } \text{Re} < 80 \quad \lambda = \frac{400}{\text{Re}^{0,85}} \quad (IX.12)$$

$$\text{при } 80 < \text{Re} < 400 \quad \lambda = \frac{70}{\text{Re}^{0,45}} \quad (IX.13)$$

$$\text{при } \text{Re} > 400 \quad \lambda = \frac{16,5}{\text{Re}^{0,2}} \quad (IX.14)$$

где

$$\text{Re} = \frac{w_{\phi} d_{экр} \rho_r}{\epsilon \mu} = \frac{4 w_{\phi} \rho_r}{\epsilon \mu} \quad (IX.15)$$

Потери напора при прохождении газа через орошаемую насадку определяются из следующих соотношений (по Кафарову): для $\Phi < 0,5$

$$\Delta p_{r-ж} = \Delta p_r \left[1 + 8,4 \left(\frac{q_{ж}}{q_r} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,235} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r} \right)^{0,045} \right] \quad (IX.16)$$

для $\Phi > 0,5$

$$\Delta p_{r-ж} = \Delta p_r \left[1 + 10 \left(\frac{q_{ж}}{q_r} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,525} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r} \right)^{0,105} \right] \quad (IX.17)$$

для системы пар — жидкость

$$\Delta p_{п-ж} = \Delta p_{п} \left[1 + 5,15 \left(\frac{q_{п}}{q_{ж}} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{п}} \right)^{0,038} \right] \quad (IX.18)$$

Фактор Φ определяется из соотношения:

$$\Phi = \left(\frac{q_{ж}}{q_{п}} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} \right) \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{п}} \right)^{0,2} \quad (\text{IX. 19})$$

($\Delta p_{г-ж}$ представляет собой потерю напора при прохождении газа через орошаемую, а $\Delta p_{г}$ — через сухую насадку, н/м^2).

Определение количества жидкости, находящейся в орошаемой насадке*.

Различают *общую, связанную, остаточную и эффективную насыщенность* свободного объема насадки жидкой фазой при двухфазном течении газа и жидкости через насадку.

Общая насыщенность $S_{\text{общ}}$ — это доля свободного объема в насадке, занятая жидкой фазой. Обычно при орошении колонны не вся жидкость, находящаяся в насадке, движется; часть ее находится в неподвижных застойных зонах.

Долю свободного объема, занятую неподвижной жидкостью, называют связанной насыщенностью и обозначают $S_{\text{св}}$. По прекращении орошения и после свободного стока жидкости с насадки часть жидкости еще останется в ней, будучи связанной капиллярными и иными силами; долю свободного объема насадки, занятую этой жидкостью и обозначенную через $S_{\text{ост}}$, называют остаточной насыщенностью. При работе колонны $S_{\text{св}} < S_{\text{ост}}$, причем разница между ними тем больше, чем больше плотность орошения; при снижении плотности орошения величина $S_{\text{св}}$ увеличивается, приближаясь к $S_{\text{ост}}$, а при полном прекращении орошения, очевидно, $S_{\text{св}} = S_{\text{ост}}$.

Жидкость, движущуюся по насадке при работе колонны, характеризуют эффективной насыщенностью $S_{\text{эф}}$ — отношением объема, занимаемого только движущейся жидкостью, к сумме объемов, занимаемых этой движущейся жидкостью и потоком газа, т. е.

$$S_{\text{эф}} = \frac{S_{\text{общ}} - S_{\text{св}}}{1 - S_{\text{св}}}$$

Величину $S_{\text{эф}}$ при противотоке жидкости и газа в колонне можно определить по формуле**:

$$S_{\text{эф}} = \left[\frac{w_{ж} \mu_{ж} l}{K (\Delta p_{г} + \rho g l)} \right]^{1/y} \quad (\text{IX. 20})$$

* Содержание вводной части этого параграфа несколько изменено по сравнению с оригиналом. (Прим. ред.)

** В расчетной практике принято относить количество жидкости, находящейся в насадке, не к свободному объему ϵ , а к единице объема (1 м^3), занятого насадкой. При этом всю жидкость обычно упрощенно подразделяют на *динамическую и статическую*, понимая под последней жидкостью, остающуюся в насадке после прекращения орошения. В литературе приводится ряд формул для расчета динамической и статической составляющих и полного количества жидкости в насадке, см., например, Р а м м В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966, стр. 403 сл. (Прим. ред.)

где l — высота слоя насадки, м ; K — проницаемость слоя, м^2 ; $\Delta p_{г}$ — перепад давления газа в насадке, н/м^2 ; y — показатель степени, зависящий от среднего диаметра $d_{\text{об}}$ элементов насадки; $w_{ж}$ — фиктивная скорость жидкости, м/сек .

Проницаемость K определяется из соотношений

$$K = \frac{\psi^2 d_{\text{об}}^2 \epsilon^3}{200 (1 - \epsilon)^2} \quad (\text{IX. 21})$$

или

$$K = \frac{\epsilon^3}{5 \sigma^2} \quad (\text{IX. 22})$$

где ψ — фактор формы (сферичность) элементов насадки.

Значения показателя степени y в зависимости от среднего диаметра ($d_{\text{об}}$, мм) элементов насадки приведены ниже:

| | | | | | | | | | | | |
|---------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| $d_{\text{об}}$ | 0,05 | 0,1 | 0,2 | 0,5 | 1 | 2 | 5 | 10 | 20 | 50 | 100 |
| y | 3,30 | 3,00 | 2,73 | 2,40 | 2,16 | 1,97 | 1,78 | 1,66 | 1,56 | 1,47 | 1,41 |

Остаточную насыщенность находят по формуле:

$$S_{\text{ост}} = \frac{K_a^{-0,264}}{80,3} \quad (\text{IX. 23})$$

где $K_a = \frac{K (\Delta p_{г} + \rho g l)}{\sigma_{ж} \cos \theta}$ — константа, характеризующая капиллярные свойства насадки; $\sigma_{ж}$ — поверхностное натяжение жидкости, н/м ; θ — краевой угол (угол смачивания материала насадки жидкостью).

Определив $S_{\text{эф}}$ и $S_{\text{ост}}$, вычисляют общую насыщенность $S_{\text{общ}}$ по уравнению:

$$S_{\text{общ}} = \frac{S_{\text{эф}} - 2S_{\text{эф}}S_{\text{ост}} + S_{\text{ост}}}{1 - S_{\text{эф}}S_{\text{ост}}} \quad (\text{IX. 24})$$

Количество $V_{\text{ост}}$ (в м^3) жидкости, остающейся в насадке объемом $V_{\text{н}}$ (в м^3) с долей свободного объема ϵ после прекращения подачи орошающей жидкости и свободного стока жидкости, составляет:

$$V_{\text{ост}} = V_{\text{н}} \epsilon S_{\text{ост}} \quad (\text{IX. 25})$$

Объем V (в м^3) всей жидкости, находящейся в работающей колонне

$$V = V_{\text{н}} \epsilon S \quad (\text{IX. 26})$$

Доля свободного объема орошаемой насадки

$$\epsilon' = \epsilon \frac{1 - S}{1 - S_{\text{ост}}} \quad (\text{IX. 27})$$

Для расчета предельных условий работы («захлебывания») колонны Хоффинг и Локкарт рекомендуют следующее соотношение между скоростями обеих противоточно движущихся в колонне фаз:

$$f(R) = 3,89 \cdot 10^{-5} \frac{w_{ж}^{0,1} \rho_{ж}^{0,22} \rho_{г}^{0,1} \mu_{ж}^{0,08} \mu_{г}^{0,03}}{w_{г}^{0,2} \Delta \rho^{0,5}} \left(\frac{\sigma}{\epsilon^{1,2}} \right)^{0,67} \quad (\text{IX. 28})$$

где w — фиктивная скорость, м/сек; ρ — плотность, г/см³; $\Delta\rho$ — разность между плотностями жидкости и газа, г/см³; μ — вязкость, спз; σ — удельная поверхность насадки, м²/м³; ϵ — свободный объем насадки; $R = w_r/w_{ж}$ — отношение скоростей газа (г) и жидкости (ж).

Функция $f(R)$ представлена графически на рис. IX-2.

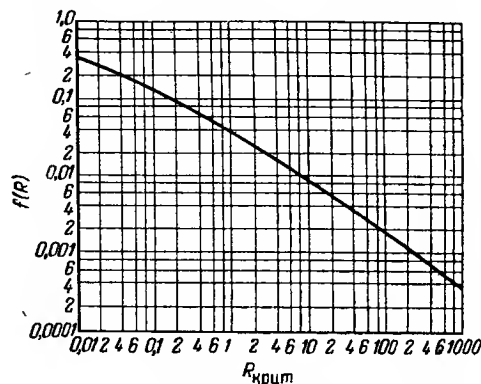


Рис. IX-2. Определение точки захлебывания по методу Хоффинга и Локкарта.

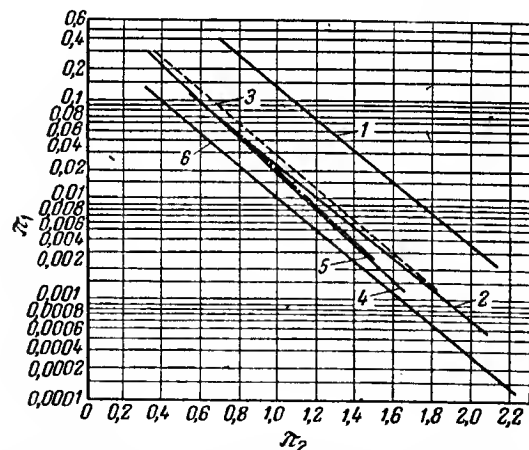


Рис. IX-3. Пределы захлебывания для насадочных колонн:

1 — для правильно уложенной насадки (по Шервуду и Шипли); 2 — для беспорядочно загруженной насадки (по Холлоуэю); 3 — для любой насадки (по Зенцу); 4 — то же, по Лобо, Фрианду, Хашмаллу и Зенцу; 5 — то же, по Плановскому-Кафарову и Бэйну-Хоугену; 6 — то же, по Жаворонкову.

На рис. IX-3 приведены другие зависимости условий захлебывания в насадках различных типов, предложенные разными авторами. При этом величина π_1 выражается следующими соотношениями:

для прямых 1, 2, 3 и 4

$$\pi_1 = \frac{\sigma}{\epsilon^3} \cdot \frac{w_{\phi}^2}{g} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,2} \quad (IX. 29)$$

для прямой 5

$$\pi_1 = \frac{\sigma}{\epsilon^3} \cdot \frac{w_{\phi}^2}{g} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \quad (IX. 30)$$

для прямой 6

$$\pi_1 = \frac{\lambda \sigma}{\epsilon^3} \cdot \frac{w_{\phi}^2}{8g} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{отн}^{0,2} \quad (IX. 31)$$

Величина π_2 представляет собой зависимость

$$\pi_2 = \left(\frac{q_{ж}}{q_r} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_{ж}}} \right)^{1/4} \quad (IX. 32)$$

где $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости, спз; $\mu_{отн} = \mu_{ж}/\mu_{в}$ — относительная вязкость жидкости (по сравнению с водой); λ — коэффициент трения.

Рабочий режим колонны выбирают обычно при скорости, соответствующей 50—60% от скорости захлебывания.

ТАРЕЛЬЧАТЫЕ КОЛОННЫ

Ниже приведены расчетные формулы лишь для двух основных типов тарелок — колпачковых и ситчатых.

Колонны с колпачковыми тарелками. Минимально допустимая скорость $w_{мин}$ (в м/сек) газа в прорезях колпачка определяется из соотношения:

$$w_{мин} = 4,15 \rho_r^{-0,5} \quad (IX. 33)$$

где ρ_r — плотность газа (пара), кг/м³.

Максимально допустимая скорость может быть в 3,5 раза больше минимальной.

Общая потеря напора h_T (в м столба жидкости) при прохождении газа (пара) через колпачковую тарелку выражается суммой

$$h_T = h_{ст} + h_{гор} + h_{пр} \quad (IX. 34)$$

причем статическая высота $h_{ст}$ (в м столба жидкости) на тарелке

$$h_{ст} = h_n + h_1 - h_b$$

Высота H_1 (в м) уровня жидкости в сливном устройстве определяется суммой (см. рис. IX-4):

$$H_1 = 2(h_n + h_1) + h_2 + h_3 + h_{гор} + h_{пр} - h_b \quad (IX. 35)$$

Расстояние между тарелками H должно удовлетворять условию

$$H > (2 - 2,5) H_1 - h_n \quad (IX. 36)$$

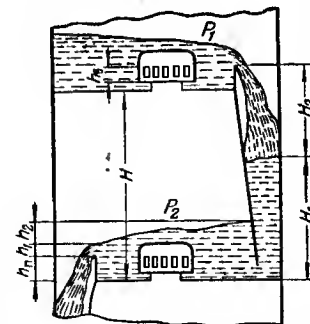


Рис. IX-4. Схема обозначений для расчета потери напора в колпачковой тарелке.

В приведенных соотношениях:

$h_{гор}$ — потери напора при прохождении газа через горловину колпачка, м; $h_{пр}$ — потери напора в прорезях колпачка, м; h_3 — потери напора в сливном устройстве, м.

Смысл обозначений $h_{п}$, h_1 , h_2 и $h_в$ ясен из рис. IX-4.

Величины h_1 , $h_{гор}$, $h_{пр}$ и h_3 можно определить по формулам:

$$h_1 = 2,84 \cdot 10^{-3} K (L'_{об}/b)^{2/3} \quad (IX. 37)$$

$$h_{гор} = 3 \frac{w_{гор}^2 \rho_r}{g \rho_{ж}} \quad (IX. 38)$$

$$h_{пр} = 4,88 \cdot 10^{-2} \frac{\sigma_{ж}}{\rho_{ж}} + 3,015 \cdot 10^{-2} k \left(a w_{пр} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_{ж} - \rho_r}} \right)^{0,67} \quad (IX. 39)$$

$$h_3 = 0,219 \left(\frac{L_{об}}{S_{сл}} \right)^2 \quad (IX. 40)$$

где $L'_{об}$ — объем жидкости, проходящей через тарелку, м³/с; K — безразмерный коэффициент, определяемый по рис. IX-5; $w_{гор}$ — скорость газа в газовом патрубке (горловине) колпачка, м/сек; $\sigma_{ж}$ — поверхностное натяжение жидкости,

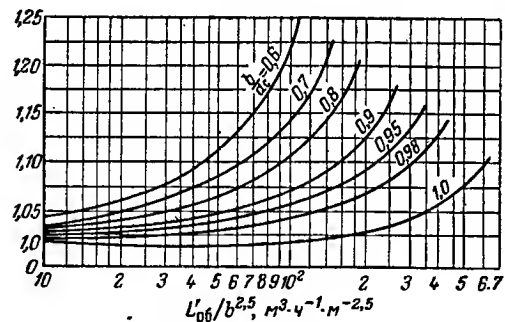


Рис. IX-5. Зависимость коэффициента K от $L'_{об}/b$.

дин/см; a — высота прорези, см; $w_{пр}$ — скорость газа в прорези, м/сек; $k = 1 - (w_{г-к}/2w_{пр})^2$ — безразмерный коэффициент; $L_{об}$ — объем жидкости, стекающей через сливное устройство, м³/сек; $S_{сл}$ — сечение сливного устройства с тарелки на тарелку, м²; $b = (0,6-0,8)d_k$ — длина порога сливного устройства, м; d_k — диаметр колонны, м; $w_{г-к}$ — скорость газа в кольцевом зазоре между колпачком и газовым патрубком.

Колонны с ситчатыми тарелками. Общая потеря напора h_t (в м) при прохождении газа (пара) через ситчатую тарелку определяется суммой

$$h_t = h_c + h_{\sigma} + h_{ст} \quad (IX. 41)$$

где h_c — потеря напора на сухой тарелке, м; h_{σ} — потеря напора, обусловленная силой поверхностного натяжения, м; $h_{ст}$ — потеря напора на преодоление статического сопротивления столба жидкости на тарелке, м.

Отдельные составляющие h_c , h_{σ} и $h_{ст}$ определяются из следующих соотношений:

$$h_c = \xi \frac{w_0^2 \rho_r}{2g \rho_{ж}} \quad (IX. 42)$$

$$h_{\sigma} = \frac{4\sigma_{ж}}{\rho_{ж}g(1,3d_0 + 0,08d_0)} = 2,9 \frac{\sigma_{ж}}{\rho_{ж}gd_0} \quad (IX. 43)$$

$$h_{ст} = 1,3kh_{п} + h_1 \quad (IX. 44)$$

где w_0 — скорость газа в отверстиях, м/сек; $\sigma_{ж}$ — поверхностное натяжение жидкости, н/м; d_0 — диаметр отверстий, м; $h_{п}$ — высота порога сливного устройства, м; k — отношение между плотностью пены и плотностью жидкости (при расчетах принимают $k = 0,5$); h_1 — уровень жидкости над переливным порогом (см. рис. IX-4), определяемый по уравнению (IX. 37); $\xi = 1,82$ — коэффициент сопротивления.

Расстояние между тарелками H должно удовлетворять условию

$$H \geq (1,8 - 2) h_t \quad (IX. 45)$$

Минимально допустимая скорость w'_0 (в м/сек) газа в отверстиях тарелки, еще обеспечивающая нормальный режим работы, определяется соотношением:

$$w'_0 = 0,67 \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_r} h_{ж}} \quad (IX. 46)$$

где $h_{ж} = (h_{п} + h_1)/1,3k$ — высота пены на тарелке, м.

Максимально допустимая скорость может быть найдена по графику рис. IX-6, построенному для колпачковых тарелок. Для ситчатых тарелок максимальную скорость газа получают умножением значений, найденных из рис. IX-6, на 1,35; рабочая скорость должна составлять 80—90% максимальной.

Скорость в сечении колонны определяется из соотношения

$$w = \frac{w_0 S_t \varphi}{100 S_k} \quad (IX. 47)$$

где w — скорость газа в колонне, м/сек; w_0 — скорость газа в отверстиях, м/сек; S_t — рабочая площадь тарелки, м²; S_k — площадь сечения колонны, м²; φ — свободное сечение тарелки, %.

Если отверстия расположены по вершинам равностороннего треугольника со стороной t , то свободное сечение тарелки

$$\varphi = 100 \frac{\pi d_0^2}{2\sqrt{3} t^2} \quad (IX. 48)$$

Для других способов расположения отверстий могут быть получены соответствующие формулы.

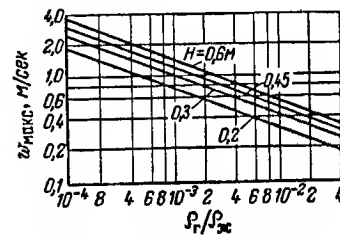


Рис. IX-6. Определение максимально допустимой скорости в колонне $w_{макс}$ при различном расстоянии между тарелками.

ПРИМЕРЫ

Пример IX.1. Определить основные характеристики насадки из неупорядоченно загруженных керамических колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм. Плотность керамического материала $\rho_k = 2200 \text{ кг/м}^3$, насыпная плотность насадки $\rho_n = 460 \text{ кг/м}^3$.

Решение. Свободный объем определяется по формуле:

$$\rho_n = \rho_k (1 - \epsilon)$$

Подставим числовые значения, тогда

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_k} = 1 - \frac{460}{2200} = 0,79$$

Фактор формы (стр. 306)

$$\psi = 4,84 \frac{V^{2/3}}{F}$$

Объем элемента насадки

$$V = 3,14 [(5 \cdot 10^{-2})^2 - (4 \cdot 10^{-2})^2] \frac{5 \cdot 10^{-2}}{4} = 3,53 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3$$

Поверхность элемента насадки

$$F = 3,14 (5 \cdot 10^{-2} - 4 \cdot 10^{-2}) 5 \cdot 10^{-2} + 2 \cdot 3,14 \cdot \frac{(5 \cdot 10^{-2})^2 - (4 \cdot 10^{-2})^2}{4} = 1,554 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Тогда

$$\psi = 4,84 \frac{(3,53 \cdot 10^{-5})^{2/3}}{1,554 \cdot 10^{-2}} = 4,84 \frac{1,076 \cdot 10^{-3}}{1,554 \cdot 10^{-2}} = 0,335$$

Средний эквивалентный объемный диаметр

$$d_{об} = \left(\frac{6V}{\pi} \right)^{1/3} = \left(\frac{6 \cdot 3,53 \cdot 10^{-5}}{3,14} \right)^{1/3} = 4,07 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Так как толщина стенки колец составляет $0,1 d_n$, то можно пользоваться также формулой (IX.3):

$$d_{об} = 0,815 d_n = 0,815 \cdot 5 \cdot 10^{-2} = 4,07 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Средний эквивалентный поверхностный диаметр

$$d_{пов} = \left(\frac{F}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{1,554 \cdot 10^{-2}}{3,14} \right)^{1/2} = 7,03 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

или по формуле (IX.4)

$$d_{пов} = 1,408 d_n = 1,408 \cdot 5 \cdot 10^{-2} = 7,04 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Удельную поверхность насадки σ находим по формуле (IX.1):

$$\sigma = \frac{6(1 - \epsilon)}{\psi d_{об}} = \frac{6(1 - 0,79)}{0,335 \cdot 4,07 \cdot 10^{-2}} = 92 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

и по формуле (IX.2):

$$\sigma = \frac{6(1 - \epsilon)}{\psi^{1/2} d_{пов}} = \frac{6(1 - 0,79)}{0,335^{1/2} \cdot 7,03 \cdot 10^{-2}} = 93 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Объем, занимаемый элементом в 1 м^3 , равен $(1 - \epsilon)$; разделив $(1 - \epsilon)$ на число элементов, получим объем, занятый одним элементом:

$$\frac{\pi d_{об}^3}{6} = \frac{1 - \epsilon}{n}$$

Отсюда число элементов в единице объема

$$n = \frac{6(1 - \epsilon)}{\pi d_{об}^3} = \frac{6(1 - 0,79)}{3,14 (4,07 \cdot 10^{-2})^3} = 5952 \text{ шт/м}^3$$

По табл. IX-1 имеем $n = 6000$, $\sigma = 95 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\epsilon = 0,79$, что почти полностью совпадает с вычисленными значениями.

Пример IX.2. Определить потери напора при прохождении газа через слой катализатора высотой $l = 1,5 \text{ м}$ в аппарате диаметром 2 м . Расход газа $800 \text{ м}^3/\text{ч}$; плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$; вязкость газа $\mu_r = 2,94 \cdot 10^{-2} \text{ сПз}$; удельная поверхность катализатора $\sigma = 415 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем $\epsilon = 0,43$.

Решение. Так как диаметр гранул катализатора неизвестен, можно использовать из приведенных выше лишь уравнение (IX.11):

$$\Delta p_r = \lambda \frac{l}{d_{эв}} \cdot \frac{w_{ф\rho_r}}{2\epsilon^2}$$

Эквивалентный диаметр определяем из соотношения

$$d_{эв} = \frac{4\epsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,43}{415} = 4,15 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Фиктивная скорость газа

$$w_{ф} = \frac{4 \cdot 800}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,705 \text{ м/сек}$$

Критерий Рейнольдса [по уравнению (IX.15)]

$$Re = \frac{4w_{ф\rho_r}}{\sigma\mu_r} = \frac{4 \cdot 0,705 \cdot 0,45}{415 \cdot 2,94 \cdot 10^{-5}} = 104$$

Так как $Re > 80$, коэффициент трения λ определяем по формуле (IX.13):

$$\lambda = \frac{70}{Re^{0,45}} = \frac{70}{104^{0,45}} = 8,7$$

$$\Delta p_r = 8,7 \frac{1,5}{4,15 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{0,705^2 \cdot 0,45}{2 \cdot 0,43^2} = 1900 \text{ н/м}^2$$

Пример IX.3. Определить потери напора на 1 м высоты при прохождении газа через сухую и орошаемую насадку в колонне, работающей в условиях, описанных в примере VIII.20.

Решение. Определение потери напора в сухой насадке. По уравнению (IX.9):

$$\Delta p_r = \lambda \frac{l}{d_n} \cdot \frac{w_{ф\rho_r}^2}{2} A_{ф} A_{ст}$$

$$w_{ф} = \frac{3000}{3600 \cdot 1,25} = 0,666 \text{ м/сек}$$

Из данных и результатов расчета примера VIII. 20 имеем

$$d_n = 5 \cdot 10^{-2} \text{ м}, \rho_r = 1,202 \text{ кг/м}^3 \text{ и } \mu_r = 1,816 \cdot 10^{-5} \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$$

Критерий Рейнольдса определяем по уравнению (IX. 10):

$$Re = \frac{w_{\phi} d_n \rho_r}{\mu_r} = \frac{0,666 \cdot 5 \cdot 10^{-2} \cdot 1,202}{1,816 \cdot 10^{-5}} = 2200$$

По диаграмме рис. IX. 1 при $Re = 2200$ находим коэффициент трения $\lambda = 48$. Из данных на стр. 309 находим коэффициенты $A_{\phi} = 0,17$ и $A_{ст} = 0,86$. Значит

$$\Delta p_r = 48 \frac{1}{5 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{0,666^2 \cdot 1,202}{2} \cdot 0,17 \cdot 0,86 = 37,5 \text{ н/м}^2$$

Теперь определим потери напора в сухой насадке по формуле (IX. 11):

$$\Delta p_r = \lambda \frac{l}{d_{эвн}} \cdot \frac{w_{\phi}^2 \rho_r}{2 \epsilon^2}$$

Для соответствующего типа насадки (беспорядочно загруженных колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$) свободный объем $\epsilon = 0,79$ и удельная поверхность $\sigma = 95 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Отсюда

$$d_{эвн} = \frac{4\epsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,79}{95} = 3,33 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

$$Re = \frac{4 w_{\phi} \rho_r}{\sigma \mu_r} = \frac{4 \cdot 0,666 \cdot 1,202}{95 \cdot 1,816 \cdot 10^{-5}} = 1850$$

Коэффициент трения λ определяем по формуле (IX. 14) для $Re > 400$:

$$\lambda = \frac{16,5}{Re^{0,2}} = \frac{16,5}{1850^{0,2}} = \frac{16,5}{4,5} = 3,67$$

Подставив вычисленные значения в уравнение (IX. 11), получим:

$$\Delta p_r = 3,67 \frac{1}{3,33 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{0,666^2 \cdot 1,202}{2 \cdot 0,79^2} = 47 \text{ н/м}^2$$

Расхождение между значениями, полученными по уравнениям (IX. 9) и (IX. 14), объясняется неточностью определения коэффициента $A_{ст}$, характеризующего влияние стенки. Если принять $A_{ст} = 1$, получим одинаковые результаты по обоим уравнениям.

Определение потери напора в орошаемой насадке. Сначала определяем фактор Φ по уравнению (IX. 19):

$$\Phi = \left(\frac{q_{ж}}{q_r} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right) \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r} \right)^{0,2} = \left(\frac{12,55}{0,8} \right)^{1,8} \left(\frac{1,202}{998} \right) \cdot \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1,816 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,2} = 0,38$$

Так как $\Phi < 0,5$, используем формулу (IX. 16):

$$\Delta p_{r-ж} = \Delta p_r \left[1 + 8,4 \left(\frac{q_{ж}}{q_r} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,235} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r} \right)^{0,045} \right]$$

Величина Δp_r определена ранее ($\Delta p_r = 47 \text{ н/м}^2$), тогда

$$\begin{aligned} \Delta p_{r-ж} &= 47 \left[1 + 8,4 \left(\frac{12,55}{0,8} \right)^{0,405} \left(\frac{1,202}{998} \right)^{0,235} \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1,816 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,045} \right] = \\ &= 47 (1 + 8,4 \cdot 3,05 \cdot 0,206 \cdot 1,2) = 47 (1 + 6,33) = 345 \text{ н/м}^2 \end{aligned}$$

Пример IX. 4. По условиям, описанным в примере VIII. 20, определить скорость, соответствующую точке «захлебывания», а также количество жидкости, находящейся в работающей колонне.

Решение. Для нахождения скорости захлебывания по рис. IX-2 определяем значение функции $f(R)$ из соотношения (IX. 28):

$$f(R) = 3,89 \cdot 10^{-5} \frac{w_{ж}^{0,1} \rho_r^{0,22} \mu_{ж}^{0,1} \mu_r^{0,08}}{w_r^{0,2} \Delta \rho^{0,5}} \left(\frac{\sigma}{\epsilon^{1,2}} \right)^{0,67}$$

$$w_{ж} = \frac{56,5}{1,25} = 45,2 \text{ м/ч}; w_r = \frac{3000}{1,25} = 2400 \text{ м/ч}$$

$$\mu_r = 1,816 \cdot 10^{-2} \text{ снз}; \rho_r = 1,202 \cdot 10^{-3} \text{ г/см}^3;$$

$$\rho_{ж} = 1 \text{ г/см}^3; \sigma = 95 \text{ м}^2/\text{м}^3; \epsilon = 0,79$$

$$\begin{aligned} f(R) &= 3,89 \cdot 10^{-5} \frac{45,2 \cdot 10^{0,1} \cdot (1,202 \cdot 10^{-3})^{0,22} \cdot 10^{0,1} (1,816 \cdot 10^{-2})^{0,08}}{2400^{0,2} \cdot 1^{0,5}} \times \\ &\times \left(\frac{95}{0,79^{1,2}} \right)^{0,67} = 1,55 \cdot 10^{-3} \end{aligned}$$

При $f(R) = 1,55 \cdot 10^{-3}$ находим по рис. IX-2 предельное значение отношения $R = w_r/w_{ж}$, при котором колонна не «захлебывается» ($R_{крит} = 108$). В то же время из условий работы колонны (см. пример VIII. 20) имеем:

$$R = \frac{2400}{45,2} = 53$$

Следовательно, колонна работает при скорости, составляющей

$$\frac{R}{R_{крит}} = \frac{53}{108} \cdot 100 = 50\%$$

от скорости захлебывания.

Воспользуемся теперь рис. IX-3. Определим предел захлебывания по кривой 2 (для беспорядочно уложенных колец — по Холлоуэю), по кривой 5 (для любой насадки — по Плановскому и др.) и по кривой 6 (для любой насадки — по Жаворонкову):

по кривой 2. Определяем функцию π_1 по формуле (IX. 29):

$$\pi_1 = \frac{\sigma}{\epsilon^3} \cdot \frac{w_{\phi}^2}{g} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,2} = \frac{95}{0,79^3} \cdot \frac{0,666^2}{9,81} \cdot \frac{1,202}{998} \cdot 10^{0,2} = 1,05 \cdot 10^{-2}$$

($w_{\phi} = 0,666 \text{ м/сек}$ — см. пример IX. 3).

По рис. IX-3 находим предельное значение функции $\pi_2_{пр} = 1,22$. В условиях работы колонны функция π_2 имеет, согласно формуле (IX. 32), следующее значение:

$$\pi_2 = \left(\frac{q_{ж}}{q_r} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_{ж}}} \right)^{1/4} = \left(\frac{12,55}{0,8} \sqrt{\frac{1,202}{998}} \right)^{1/4} = 0,86$$

Значит, колонна работает с нагрузкой, равной

$$\frac{\pi_2}{\pi_2_{пр}} = \frac{0,86}{1,22} = 70,5\%$$

от нагрузки, соответствующей захлебыванию;

по кривой 5

$$\pi_1 = 1,05 \cdot 10^{-2}; \quad \pi_2 \text{ пр} = 1,18; \quad \frac{\pi_2}{\pi_2 \text{ пр}} = \frac{0,86}{1,18} = 73\%$$

по кривой 6

$$\pi_1 = \frac{3,67}{8} \cdot 1,05 \cdot 10^{-2} = 4,82 \cdot 10^{-3} [\lambda = 3,67 \text{ (см. пример IX. 3)}]$$

$$\pi_2 \text{ пр} = 1,26; \quad \frac{\pi_2}{\pi_2 \text{ пр}} = \frac{0,86}{1,26} = 68\%$$

Таким образом, значения предела захлебывания, полученные по данным трех различных корреляций, близки между собой.

Определение количества жидкости в насадке. Расчеты ведем на 1 м высоты насадки. Определяем $S_{\text{эф}}$ по формуле (IX. 20)

$$S_{\text{эф}} = \left[\frac{w_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}} l}{K (\Delta p_r + \rho_{\text{ж}} g l)} \right]^{1/y}$$

Величину проницаемости K определяем по формуле (IX. 21):

$$K = \frac{\psi^2 d_{\text{об}}^2 e^3}{200 (1 - e)^2} = \frac{0,335^2 (4,07 \cdot 10^{-2})^2 \cdot 0,79^3}{200 (1 - 0,79)^2} = 1,04 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$$

или по формуле (IX. 22):

$$K = \frac{e^3}{5\sigma^2} = \frac{0,79^3}{5,95^2} = 1,09 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$$

Вычисляем сумму $\Delta p_r + \rho_{\text{ж}} g l$:

$$\rho_{\text{ж}} g l + \Delta p_r = 10^3 \cdot 9,81 \cdot 1 + 47 = 9,86 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$$

Для значения $d_{\text{об}} = 4,07 \cdot 10^{-2} \text{ м}$ находим величину показателя степени $y = 1,5$ (см. стр. 311). Подставив эту величину в уравнение (IX. 20), получим:

$$S_{\text{эф}} = \left(\frac{1,257 \cdot 10^{-2} \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 1}{1,09 \cdot 10^{-5} \cdot 9,86 \cdot 10^3} \right)^{1/1,5} = (1,177 \cdot 10^{-4})^{1/1,5} = 2,4 \cdot 10^{-3}$$

Определяем $S_{\text{ост}}$ из уравнения (IX. 23):

$$S_{\text{ост}} = \frac{K_a^{-0,264}}{80,3}$$

Принимая для керамики, хорошо смачиваемой водой, $\theta = 0^\circ$ (следовательно, $\cos \theta = 1$) и для воды при 20°С $\sigma_{\text{ж}} = 72,8 \text{ дин/см} = 7,28 \cdot 10^{-2} \text{ н/м}$, получим значение капиллярной константы:

$$K_a = \frac{K (\Delta p_r + \rho_{\text{ж}} g l)}{1 \sigma_{\text{ж}} \cos \theta} = \frac{1,09 \cdot 10^{-5} \cdot 9,86 \cdot 10^3}{1 \cdot 7,28 \cdot 10^{-2} \cdot 1} = 1,47$$

Подставив это значение в уравнение (IX. 23), найдем

$$S_{\text{ост}} = \frac{1,48^{-0,264}}{80,3} = 1,12 \cdot 10^{-2}$$

Общую насыщенность $S_{\text{общ}}$ свободного объема насадки жидкостью определяем по формуле (IX. 24)

$$S_{\text{общ}} = \frac{S_{\text{эф}} - 2S_{\text{эф}}S_{\text{ост}} + S_{\text{ост}}}{1 - S_{\text{эф}}S_{\text{ост}}} = \frac{2,4 \cdot 10^{-3} - 2 \cdot 2,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,12 \cdot 10^{-2} + 1,12 \cdot 10^{-2}}{1 - 2,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,12 \cdot 10^{-2}} = 1,36 \cdot 10^{-2}$$

Объем жидкости, остающейся на насадке после свободного стекания избыточной жидкости (для слоя высотой 1 м)

$$V_{\text{ост}} = V_{\text{н}} e S_{\text{ост}} = 3,14 \frac{1,26^2}{4} \cdot 1 \cdot 0,79 \cdot 1,12 \cdot 10^{-2} = 1,1 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$$

Количество жидкости, находящейся в колонне во время работы (для слоя высотой 1 м)

$$V = V_{\text{н}} e S_{\text{общ}} = 3,14 \frac{1,26^2}{4} \cdot 1 \cdot 0,79 \cdot 1,36 \cdot 10^{-2} = 1,34 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3 *$$

Пример IX. 5. Рассчитать колпачковую тарелку для колонны, в которой проводится ректификация смеси четыреххлористый углерод — толуол; колонна работает при атмосферном давлении. Дано: расход пара $V = 0,135 \text{ м}^3/\text{сек}$; расход жидкости $L_{\text{об}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{сек}$; поверхностное натяжение жидкости $\sigma_{\text{ж}} = 18,9 \text{ дин/см}$; средняя плотность пара $\rho_{\text{п}} = 4,74 \text{ кг/м}^3$; средняя плотность жидкости $\rho_{\text{ж}} = 1138 \text{ кг/м}^3$.

Решение. Задаемся скоростью пара в колонне $w = 0,5 \text{ м/сек}$ и определяем диаметр колонны:

$$d_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4V}{3,14w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,135}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,587 \text{ м}$$

Принимаем диаметр колонны 0,6 м; в этом случае скорость пара в свободном сечении колонны составит:

$$\frac{w}{0,5} = \frac{0,587^2}{0,6^2} = 0,48 \text{ м/сек}$$

Для гидродинамического расчета тарелки принимаем по конструктивным соображениям следующие значения некоторых размеров тарелки и колпачка (рис. IX. 7): ширина порога сливного устройства $b = 0,6 d_{\text{к}} = 0,36 \text{ м}$; высота

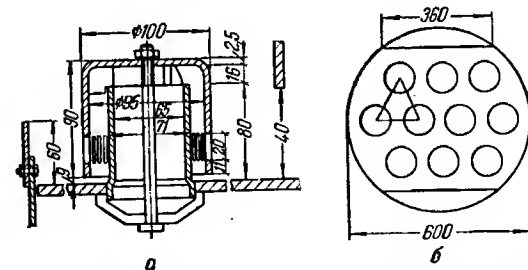


Рис. IX-7. Размеры колпачка (а) и расположение колпачков на тарелке (б) (к примеру IX-5).

порога сливного устройства $h_{\text{п}} = 0,06 \text{ м}$; расстояние между тарелкой и верхним краем прорезей колпачка $h_{\text{в}} = 0,04 \text{ м}$; высота прорезей колпачка $a = 0,02 \text{ м}$; ширина прорезей $c = 5 \text{ мм}$.

* Полученный здесь результат более или менее согласуется с опытными данными [см. Жавороиков Н. М. и др., Хим. маш., № 5, 13 (1960)] лишь в отношении количества жидкости, остающейся в насадке по прекращении орошения; общее же количество жидкости, находящейся в орошаемой насадке, получилось по использованию авторами метода заниженным почти в пять раз. Поэтому рекомендуется применять для определения общего количества жидкости, находящейся в насадке, методы расчета, приводимые, например, в кн. Рамм В. М., «Абсорбция газов», Изд. «Химия», 1966. (Прим. ред.)

Расчет основных размеров колпачков. Принимаем скорость пара в газовом патрубке колпачка $w_{гпр} = 4$ м/сек, а количество колпачков $n = 10$ и определяем диаметр газового патрубка колпачка:

$$d_{гпр, вн} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w n}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,135}{3,14 \cdot 4 \cdot 10}} = 6,5 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Диаметр колпачка находим из условия равенства скорости пара в газовом патрубке и в кольцевом сечении колпачка:

$$\frac{\pi d_{гпр, вн}^2}{4} = \frac{\pi}{4} (d_{колп, вн}^2 - d_{гпр, н}^2)$$

$$d_{колп, вн} = \sqrt{d_{гпр, вн}^2 + d_{гпр, н}^2} = \sqrt{6,5^2 \cdot 10^{-4} + 7,1^2 \cdot 10^{-4}} = 9,63 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Скорость газа в кольцевом зазоре колпачка

$$w_{г-к} = \frac{4V}{10\pi(d_{колп, вн}^2 - d_{гпр, н}^2)} = \frac{4 \cdot 0,135}{10 \cdot 3,14(9,63^2 \cdot 10^{-4} - 7,1^2 \cdot 10^{-4})} = 4,11 \text{ м/сек}$$

Располагаем колпачки по вершинам равностороннего треугольника со стороной 140 мм, как показано на рис. IX-7.

Принимая по 32 прорези в каждом колпачке, определяем скорость пара в прорезях:

$$w_{пр} = \frac{V}{32n \cdot ac} = \frac{0,135}{32 \cdot 10 \cdot 2 \cdot 10^{-2} \cdot 5 \cdot 10^{-3}} = 4,22 \text{ м/сек}$$

Проверяем, удовлетворяет ли найденная скорость условию (IX.33):

$$w_{мин} = 4,15 \rho_n^{0,5} = 4,15 \cdot 4,74^{-0,5} = 1,91 \text{ м/сек}$$

Максимально допустимая скорость пара в прорезях

$$w_{макс} = 3,5 w_{мин} = 3,5 \cdot 1,91 = 6,7 \text{ м/сек}$$

Следовательно, вычисленная скорость в прорезях колпачка находится в допустимых пределах.

Определение потерь напора при прохождении пара через тарелку по формуле (IX.34):

$$h_t = h_{ст} + h_{гор} + h_{пр}$$

$$h_{ст} = h_n + h_1 - h_b$$

Значение величины h_1 определяем по формуле (IX.37):

$$h_1 = 2,84 \cdot 10^{-3} K \left(\frac{L'_{об}}{b} \right)^{2/3}$$

Коэффициент K определяем с помощью рис. IX-5 по значению

$$\frac{L'_{об}}{b^{2,5}} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0,36^{2,5}} = \frac{3,6}{7,776 \cdot 10^{-2}} = 46,3 \text{ м}^3/\text{ч} \cdot \text{м}^{2,5}$$

Получаем $K = 1,07$. Уровень жидкости под переливным порогом

$$h_1 = 2,84 \cdot 10^{-3} \cdot 1,07 \left(\frac{3,6}{0,36} \right)^{2/3} = 2,84 \cdot 10^{-3} \cdot 1,07 \cdot 4,65 = 1,41 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Следовательно, величина $h_{ст}$ будет равна

$$h_{ст} = 6 \cdot 10^{-2} + 1,41 \cdot 10^{-2} - 4 \cdot 10^{-2} = 3,41 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Потери напора в горловине колпачка $h_{гор}$ определяем по формуле (IX.38):

$$h_{гор} = 3 \frac{w_{гор}^2 \rho_n}{g \rho_{ж}} = 3 \frac{4^2 \cdot 4,74}{9,81 \cdot 1137} = 2 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Потери напора в прорезях колпачка $h_{пр}$ определяем по формуле (IX.39):

$$h_{пр} = 4,88 \cdot 10^{-2} \frac{\sigma_{ж}}{\rho_{ж}} + 3,015 \cdot 10^{-2} k \left(a w_{пр} \sqrt{\frac{\rho_n}{\rho_{ж} - \rho_n}} \right)^{0,67}$$

Определяем коэффициент k :

$$k = 1 - \left(\frac{w_{г-к}}{2 w_{пр}} \right)^2 = 1 - \left(\frac{4,11}{2 \cdot 4,22} \right)^2 = 0,763$$

и рассчитываем $h_{пр}$ по уравнению (IX.39):

$$h_{пр} = 4,88 \cdot 10^{-2} \frac{18,9}{1138} + 3,015 \cdot 10^{-2} \cdot 0,763 \times \\ \times \left(2 \cdot 10^{-2} \cdot 4,22 \sqrt{\frac{4,74}{1133,26}} \right)^{0,67} = 15 \cdot 10^{-4} \text{ м}$$

Следовательно, общая потеря напора на тарелке составляет

$$h_t = 3,41 \cdot 10^{-2} + 2 \cdot 10^{-2} + 0,15 \cdot 10^{-2} = 5,66 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Определение высоты жидкости над сливным устройством. Из соотношения (IX.35):

$$H_1 = 2(h_n + h_1 + h_2 + h_3 + h_{гор} + h_{пр} - h_b)$$

Величиной h_2 пренебрегаем, а h_3 определяем по формуле (IX.40):

$$h_3 = 0,219 \left(\frac{L'_{об}}{S_{сл}} \right)^2$$

Минимальное сечение сливного устройства (см. рис. IX-7)

$$S_{сл} = 0,36 \cdot 0,04 = 1,44 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Рассчитываем потери напора в сливном устройстве:

$$h_3 = 0,219 \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1,44 \cdot 10^{-2}} \right)^2 = 1,05 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

$$H_1 = 2(6 \cdot 10^{-2} + 1,41 \cdot 10^{-2}) + 1,05 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 10^{-2} + \\ + 0,15 \cdot 10^{-2} - 4 \cdot 10^{-2} = 0,1308 \text{ м}$$

Расстояние между тарелками H определяем по условию (IX.36):

$$H \geq (2 - 2,5) H_1 - h_n$$

$$H = 2,3 H_1 - h_n = 2,3 \cdot 0,1308 - 0,06 = 0,295 \text{ м}$$

Пример IX.6. Рассчитать ситчатую тарелку колонны для разделения системы метанол — вода, если известно, что расход пара $V = 1,45$ м³/сек; расход жидкости $L'_{об} = 2,14 \cdot 10^{-3}$ м³/сек; средняя

плотность жидкости $\rho_{ж} = 925 \text{ кг/м}^3$; средняя плотность пара $\rho_{п} = 0,855 \text{ кг/м}^3$; поверхностное натяжение жидкости $\sigma_{ж} = 40 \text{ дин/см}$.

Выбираем отверстия диаметром $d_0 = 2 \text{ мм}$, расположенные по вершинам равностороннего треугольника со стороной $t = 7,2 \text{ мм}$. Рабочую поверхность тарелки S_{τ} принимаем равной 90% площади сечения колонны; этому значению соответствует отношение $b/d_k = 0,6$. Выбираем высоту порога сливного устройства $h_{п} = 25 \text{ мм}$.

Решение. *Определение скорости газа в колонне.*
Минимальную скорость газа в отверстиях тарелки, обеспечивающую нормальную работу, получим из уравнения (IX.46):

$$w'_0 = 0,67 \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} h_{ж}}$$

Значение $h_{ж}$ определяем из соотношения

$$h_{ж} = h_{п} + h_1/1,3k$$

Находим

$$\frac{L'_{об}}{b^{2,5}} = \frac{2,14 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0,84^{2,5}} = 11,9$$

где $b = 0,6d_k$, причем $d_k = 1,4 \text{ м}$ (см. ниже).

По рис. IX-5 величине 11,9 соответствует $K = 1,02$ в уравнении (IX.37), тогда

$$h_1 = 2,84 \cdot 10^{-3} \cdot 1,02 \left(\frac{2,14 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0,84} \right)^{1/3} = 1,27 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Уровень пены на тарелке (принимая $k = 0,5$)

$$h_{ж} = h_{п} + h_1/1,3k = 2,5 \cdot 10^{-2} + 1,27 \cdot 10^{-2}/1,3 \cdot 0,5 = 4,5 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Таким образом, для минимальной скорости в отверстии получаем значение

$$w'_0 = 0,67 \sqrt{\frac{9,81}{1,82} \cdot \frac{925}{0,855} 4,5 \cdot 10^{-2}} = 10,9 \text{ м/сек}$$

Соответствующую скорость газа в колонне можно найти по уравнению (IX.47):

$$w' = w'_0 \frac{S_{\tau\Phi}}{100S_k}$$

При принятом размещении отверстий

$$\Phi = 100 \frac{\pi d_0^2}{2 \sqrt{3} t^2} = 100 \frac{3,14 \cdot 2^2}{2 \sqrt{3} \cdot 7,2^2} = 7\%$$

$$w' = 10,9 \frac{0,9 \cdot 7}{100 \cdot 1} = 0,69 \text{ м/сек}$$

Принимаем расстояние между тарелками $H = 0,2 \text{ м}$ и по рис. IX-6 находим максимально допустимую скорость пара в колонне при

$$\frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} = \frac{0,855}{925} = 9,24 \cdot 10^{-4}$$

Получаем $w_{\max} = 1,35 \cdot 0,78 = 1,05 \text{ м/сек}$. Принимаем рабочую скорость в колонне $w = 0,9w_{\max} = 0,9 \cdot 1,05 = 0,95 \text{ м/сек}$.

При этом соответствующая скорость в отверстиях тарелки будет иметь значение

$$w_0 = w \frac{100S}{S_{\tau\Phi}} = 0,95 \frac{100 \cdot 1}{0,9 \cdot 7} = 15,1 \text{ м/сек}$$

Диаметр колонны составит:

$$d_k = \sqrt{\frac{4V}{3,14w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,45}{3,14 \cdot 0,95}} = 1,4 \text{ м}$$

Определение общей потери напора при прохождении пара через тарелку:
 $h_{\tau} = h_c + h_0 + h_{ст}$

Потери напора в сухой тарелке

$$h_c = 1,82 \frac{w_0^2 \rho_{п}}{2g\rho_{ж}} = 1,82 \frac{14,9^2 \cdot 0,855}{2 \cdot 9,81 \cdot 925} = 1,9 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Потери напора на преодоление сил поверхностного натяжения

$$h_0 = 2,9 \frac{\sigma_{ж}}{g\rho_{ж} d_0} = \frac{2,9 \cdot 0,04}{9,81 \cdot 925 \cdot 2 \cdot 10^{-3}} = 6,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Потери напора в слое жидкости, находящейся на тарелке

$$h_{ст} = 1,3kh_{п} + h_1 = 1,3 \cdot 0,5 \cdot 2,5 \cdot 10^{-2} + 1,27 \cdot 10^{-2} = 2,90 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Общая потеря напора составит:

$$h_{\tau} = 1,9 \cdot 10^{-2} + 0,64 \cdot 10^{-2} + 2,9 \cdot 10^{-2} = 5,44 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Проверка принятого расстояния между тарелками H. Согласно соотношению (IX.45), должно соблюдаться условие $H \geq (1,8 - 2) h_{\tau}$.

Принятое значение $H = 0,2$, следовательно $0,2 > 2 \cdot 5,44 \cdot 10^{-2}$.

Значит, принятое расстояние между тарелками достаточно для обеспечения нормальной работы колонны.

ЗАДАЧИ

Задача IX.1. Определить характеристики насадки из колец Рашига размером $12,5 \times 12,5 \times 2 \text{ мм}$. Плотность керамического материала $\rho_k = 2200 \text{ кг/м}^3$; насыпная плотность насадки $\rho_{п} = 750 \text{ кг/м}^3$.

Задача IX.2. Определить эквивалентный диаметр насадки из неупорядоченно загруженных колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ и критерий Рейнольдса для вычисления потери напора по уравнению (IX.11). Дано: скорость газа $w_{\Phi} = 0,75 \text{ м/сек}$; плотность газа $\rho = 1,265 \text{ кг/м}^3$ и вязкость газа $\mu = 1,74 \cdot 10^{-5} \text{ н.сек/м}^2$.

Задача IX.3. Определить потери напора в насадке высотой $l = 5,3 \text{ м}$ из беспорядочно загруженных колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ в колонне диаметром $d_k = 1180 \text{ мм}$. Через колонну проходит $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$ газа при средней температуре $23,25^\circ \text{C}$; плотность газа $\rho = 1,265 \text{ кг/м}^3$, вязкость газа $\mu = 0,0174 \text{ снз}$. При решении использовать уравнение (IX.11).

Задача IX.4. В условиях, описанных в предыдущей задаче, определить потери напора в насадке по методу Чилтона и Колбурна.

Задача IX.5. Определить потери напора в абсорбционной колонне с насадкой, орошаемой водой при температуре 18°C (расход абсорбента $L_{об} = 72,6 \text{ м}^3/\text{ч}$), работающей в условиях, описанных в задаче IX.3.

Задача IX.6. Определить количество жидкости, находящейся в насадке во время работы колонны и после ее остановки; колонна работает при следующих условиях: расход газа $Q_{об} = 2800 \text{ м}^3/\text{ч}$; расход жидкости $= 2,8 \text{ м}^3/\text{ч}$; средняя температура в колонне $t = 20^\circ\text{C}$; тип насадки — керамические кольца Рашига размером $10 \times 10 \times 2 \text{ мм}$; высота насадки $l = 6 \text{ м}$; плотность керамического материала $\rho_k = 2400 \text{ кг/м}^3$; насыпная плотность насадки $\rho_n = 640 \text{ кг/м}^3$.

Задача IX.7. Определить потери напора в ситчатой тарелке колонны, работающей при следующих условиях: расход газа $Q_{об} = 3000 \text{ м}^3/\text{ч}$; расход жидкости $L_{об} = 78,5 \text{ м}^3/\text{ч}$; диаметр колонны $d_k = 1,2 \text{ м}$; диаметр отверстий $d_0 = 4 \text{ мм}$; отверстия расположены по вершинам равнобедренного треугольника со стороной $t = 9,8 \text{ мм}$. Дано: $\rho_r = 1,274 \text{ кг/м}^3$; $\sigma_{ж} = 72,88 \text{ дин/см}$.

ЛИТЕРАТУРА

- Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966.
 Стабников В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965.
 Кафаров В. В., Основы массопередачи, Изд. «Высшая школа», 1962.
 Хоблер Т., Массопередача и абсорбция, пер. с польск., Изд. «Химия», 1964.
 Александров И. А., Ректификационные и абсорбционные аппараты, Изд. «Химия», 1965.
 Касаткин А. Г., Плановский А. Н., Чехов О. С., Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов, Стандартгиз, 1961.
 Колонные аппараты, Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1966.
 Стабников В. Н., Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов, Изд. «Техника», 1970.

Глава X

АБСОРБЦИЯ

ОСНОВЫ РАСЧЕТА

Материальный баланс абсорбционной колонны

Материальный баланс по абсорбируемому компоненту A для всей колонны выражается уравнением

$$N_A = G \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2} \right) = L \left(\frac{x_1}{1-x_1} + \frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad (\text{X.1})$$

или
$$N_A = G(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2) \quad (\text{X.2})$$

где N_A — количество компонента A , абсорбируемого в колонне, кмоль/ч ; G — расход инертного (не поглощаемого) компонента, кмоль/ч ; L — расход абсорбента, кмоль/ч ; x, y — молярные доли абсорбируемого компонента в жидкости и газе соответственно; X, Y — относительные молярные концентрации.

Индекс 1 относится к низу колонны, 2 — к ее верху.

Минимальный расход абсорбента

При изотермической абсорбции минимальный расход абсорбента $L_{мин}$ определяется из уравнения (X.1) или (X.2) путем подстановки значения конечной концентрации компонента A в жидкости, равновесной его начальной концентрации в газе. Для противоточного процесса из уравнений (X.1) и (X.2) получим

$$L_{мин} = G \frac{\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2}}{\frac{x_1^*}{1-x_1^*} - \frac{x_2}{1-x_2}} = \frac{N_A}{\frac{x_1^*}{1-x_1^*} - \frac{x_2}{1-x_2}} \quad (\text{X.3})$$

и

$$L_{мин} = G \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{N_A}{X_1^* - X_2} \quad (\text{X.4})$$

Действительный расход абсорбента

$$L = c L_{мин}$$

где c — коэффициент, больший единицы.

Верхний индекс * обозначает равновесную концентрацию.

Уравнение рабочей линии

Уравнение рабочей линии получают из уравнений (X.1) и (X.2). Если концентрации выражены в молярных долях, то рабочая линия — кривая, а если используются относительные молярные концентрации, то рабочая линия — прямая и для ее построения необходимо знать лишь значения концентраций X и Y на входе и на выходе колонны.

Расчет абсорбционных колонн

Насадочные колонны. Если линия равновесия является прямой, поверхность насадки определяется из общего уравнения массопередачи

$$N_A = K_r \Delta Y_{cp} F \quad (\text{X.6})$$

где K_r — коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, $\text{кмоль } A \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1}$ ($\text{кмоль } A / \text{кмоль носителя}$) $^{-1}$; ΔY_{cp} — средняя движущая сила в колонне, кмоль/кмоль ; F — поверхность насадки, м^2 .

Среднюю движущую силу при этом вычисляют как среднелогарифмическое между величинами движущей силы $(Y - Y^*)$ вверх

и внизу колонны

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{2,3 \lg \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} \quad (\text{X. 7})$$

Если расчет ведется по коэффициенту массоотдачи k_r , то

$$N_A = k_r \Delta Y_{\text{ср}} F \quad (\text{X. 8})$$

причем средняя движущая сила представляет собой среднелогарифмическое между величинами $(Y - Y_{\text{гр}})$ для верха и низа колонны ($Y_{\text{гр}}$ — концентрация абсорбируемого компонента у границы раздела газ — жидкость).

Аналогично записывают общее уравнение массопередачи на основе коэффициента массопередачи, отнесенного к жидкой фазе, и уравнение массоотдачи в жидкой фазе.

Величины X и Y представляют собой рабочие концентрации жидкости и газа в произвольном сечении колонны. Их фигуративная точка расположена на рабочей линии (рис. X-1). Величины $X_{\text{гр}}$ и $Y_{\text{гр}}$ соответствуют точке пересечения линии равновесия с прямой, проведенной из соответствующей точки на рабочей линии под углом, тангенс которого равен

$$-\frac{Y - Y_{\text{гр}}}{X_{\text{гр}} - X} = -\frac{k_{\text{ж}}}{k_r} \quad (\text{X. 9})$$

где коэффициенты массоотдачи k_r и $k_{\text{ж}}$ выражены в $\frac{\text{кмоль}}{\text{А} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{ч}^{-1}} \cdot (\frac{\text{кмоль}}{\text{А} \cdot \text{кмоль носителя}})^{-1}$.

Если концентрации выражены в мольных долях, то тангенс угла наклона соответствующих прямых определяется соотношением

$$-\frac{y - y_{\text{гр}}}{x_{\text{гр}} - x} = -\frac{k_{\text{ж}}}{k_r} \quad (\text{X. 10})$$

где коэффициенты массоотдачи k_r и $k_{\text{ж}}$ выражены в $\frac{\text{моль}}{\text{А} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{ч}^{-1}} \cdot (\text{моль} \cdot \text{доля})^{-1}$.

Если линия равновесия не является прямой, применение уравнения (X.6) совместно с (X.7) дает тем большие погрешности, чем больше отклоняется от прямой равновесная линия. В этом случае и коэффициенты массопередачи уже не являются постоянными (вследствие изменения наклона линии равновесия). Поверхность насадки при этом определяется выражениями

$$F = G \int \frac{(1 + Y^*)(1 + Y)}{K_r(Y - Y^*)} dY \quad (\text{X. 11})$$

или

$$F = L \int \frac{(1 + X^*)(1 + X)}{K_{\text{ж}}(X^* - X)} dX \quad (\text{X. 12})$$

Если концентрации выражены в мольных долях, то лучше пользоваться коэффициентами массоотдачи, так как значения коэффициентов массоотдачи можно считать постоянными или пользоваться их средними значениями. В этом случае выражения (X.11) и (X.12) принимают вид

$$F = \frac{G'}{k_r(1 - y)_{\text{ср}}} \int \frac{(1 - y)_{\text{ср}} dy}{(1 - y)(y - y_{\text{гр}})} \quad (\text{X. 13})$$

или

$$F = \frac{L'}{k_{\text{ж}}(1 - x)_{\text{ср}}} \int \frac{(1 - x)_{\text{ср}} dx}{(1 - x)(x_{\text{гр}} - x)} \quad (\text{X. 14})$$

верхний штрих означает, что величины представляют собой не расходы инертных носителей, а расходы фаз в целом.

Выражения (X.13) и (X.14) относятся к диффузии через слой инертного носителя, что характерно для процесса абсорбции. При малых концентрациях эти выражения для противоточной эквивалентной диффузии могут быть приведены к виду

$$F = \frac{G}{k_r} \int \frac{dy}{y - y_i} \quad (\text{X. 15})$$

$$F = \frac{L}{k_{\text{ж}}} \int \frac{dx}{x_i - x} \quad (\text{X. 16})$$

Тарельчатые колонны. Если отнести коэффициент массопередачи к единице рабочей площади тарелки *, то можно пользоваться общим уравнением массопередачи (X.6)

$$N_A = K_r \Delta Y_{\text{ср}} S_{\text{т}} = K_{\text{ж}} \Delta X_{\text{ср}} S_{\text{т}} \quad (\text{X. 6a})$$

где $S_{\text{т}}$ — рабочая площадь тарелки.

Средняя движущая сила $\Delta Y_{\text{ср}}$ или $\Delta X_{\text{ср}}$ зависит от интенсивности перемешивания фаз, а значит от типа колонны и тарелки и от гидродинамического режима.

Для n -ой тарелки с идеальным перемешиванием фаз средние движущие силы равны:

$$\Delta X_{\text{ср}} = X_n^* - X_n \quad (\text{X. 17})$$

$$\Delta Y_{\text{ср}} = Y_n - Y_n^* \quad (\text{X. 18})$$

В практических расчетах часто принимают, что жидкая фаза полностью перемешана, а концентрация газовой фазы изменяется по линейному закону. В этом случае средние движущие силы

* В последние годы в СССР и за рубежом проводятся работы по определению поверхности контакта фаз на тарелках для расчета тарельчатых колонн по основному уравнению массопередачи с использованием коэффициентов массопередачи, отнесенных не к площади тарелки, а к действительной межфазной поверхности. (Прим. ред.)

определяют по формулам

$$\Delta X_{\text{ср}} = \frac{X_{n-1}^* - X_n^*}{2,3 \lg \frac{X_{n-1}^* - X_n}{X_n^* - X_n}} \quad (\text{X. 19})$$

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{2,3 \lg \frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*}} \quad (\text{X. 20})$$

Независимо от метода расчета средней движущей силы число единиц переноса определяют по формулам

$$N_{\Gamma} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{\Delta Y_{\text{ср}}} \quad (\text{X. 21})$$

$$N_{\text{ж}} = \frac{X_n - X_{n+1}}{\Delta X_{\text{ср}}} \quad (\text{X. 22})$$

Числа единиц переноса, отнесенные к газовой и жидкой фазам, связаны с коэффициентами массопередачи зависимостями

$$N_{\Gamma} = \frac{K_{\Gamma} S_{\Gamma}}{G} \quad (\text{X. 23})$$

$$N_{\text{ж}} = \frac{K_{\text{ж}} S_{\Gamma}}{L} \quad (\text{X. 24})$$

Рис. X-2. Определение действительного числа тарелок при абсорбции.

При идеальном (полном) перемешивании жидкой фазы и линейном изменении концентрации газовой фазы на тарелке на основании уравнений (X.20) и (X.21) можно написать

$$N_{\Gamma} = \ln \frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} \quad (\text{X. 25})$$

$$e^{N_{\Gamma}} = \frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} \quad (\text{X. 26})$$

Из рис. (X-2) следует, что правую часть уравнения (X.26) можно выразить отношением отрезков

$$\frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} \quad (\text{X. 27})$$

тогда

$$e^{N_{\Gamma}} = \frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} \quad (\text{X. 28})$$

Отсюда с учетом уравнения (X.23) получаем

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{\frac{K_{\Gamma} S_{\Gamma}}{G}} \quad (\text{X. 29})$$

Зная значения коэффициента массопередачи, можно с помощью измерения отрезков \overline{AB} между рабочей и равновесной линиями и уравнения (X.29) находить положение точки C в рабочем диапазоне изменения концентраций по высоте колонны. Геометрическое место точек C представляет собой так называемую кинетическую линию. Построение ступенчатой ломаной линии между рабочей и кинетической линиями, аналогичное проведенному на рис. X-2, позволяет определить действительное число тарелок в колонне.

ПРИМЕРЫ

Пример X.1. В насадочной колонне происходит абсорбция CO_2 водой. Начальная концентрация $y_1 = 10$ объемн. %; конечная концентрация $y_2 = 0,3$ объемн. %. Начальная концентрация жидкости $c_2 = 25$ мг/л. Расход газа 1000 м³/ч (при нормальных условиях). Давление $15,5$ ат, температура 25°C .

Требуется:

1) определить минимальный расход абсорбента; 2) построить рабочую линию при расходе воды, превышающем минимальный в 2 раза; 3) определить среднюю движущую силу вверху и внизу колонны.

Решение. Для расчета воспользуемся относительными мольными концентрациями.

1) Для определения минимального расхода воды $L_{\text{мин}}$ по уравнению (X.4) необходимо знать равновесную концентрацию двуокиси углерода на выходе жидкой фазы из колонны x_1^* .

Линию равновесия можно построить по уравнению (VIII.5).

$$y^* = \frac{kX}{1 + (1 - k)X}$$

$$k = \frac{H}{p}$$

Константа Генри для водных растворов CO_2 при 25°C $H = 1,64 \cdot 10^3$ атм, следовательно

$$k = \frac{H}{p} = \frac{1,64 \cdot 10^3 \cdot 760}{15,5 \cdot 735} = 109,41$$

Проводим пересчет концентраций

$$Y_2 = \frac{0,003}{1 - 0,003} = 0,003 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$Y_1 = \frac{0,1}{1 - 0,1} = 0,11 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$X_2 = \frac{\frac{c_2}{M_1}}{\frac{\rho_2}{M_2}} = \frac{0,025 \cdot 18}{44 \cdot 997} = 1,025 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль/кмоль}$$

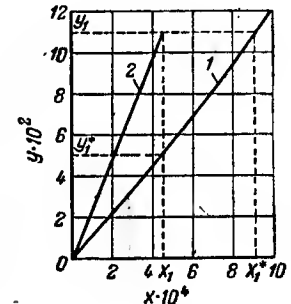


Рис. X-3. Линия равновесия (1) и рабочая линия (2) при абсорбции CO_2 водой (к примеру X-1).

Концентрации Y^* и X , вычисленные по уравнению (VIII.5), имеют следующие значения:

$$\begin{array}{ccccccc} X & \dots & 1,025 \cdot 10^{-5} & 1 \cdot 10^{-4} & 2 \cdot 10^{-4} & 4 \cdot 10^{-4} & 6 \cdot 10^{-4} & 8 \cdot 10^{-4} & 1 \cdot 10^{-3} \\ Y^* & \dots & 1,12 \cdot 10^{-3} & 1,11 \cdot 10^{-2} & 2,24 \cdot 10^{-2} & 4,57 \cdot 10^{-2} & 7 \cdot 10^{-2} & 9,6 \cdot 10^{-2} & 1,23 \cdot 10^{-2} \end{array}$$

По этим данным строим линию равновесия (рис. X-3). При $Y_1 = 0,11$ $X_1^* = 9,06 \cdot 10^{-4}$.

Подставив это значение в уравнение (X.4), получим минимальный расход воды

$$L_{\min} = \frac{G(Y_1 - Y_2)}{X_1^* - X_2} = \frac{1000(0,11 - 0,003)}{22,4(0,000906 - 0,00001025)} = 44,6 \frac{0,107}{0,00089574} = 5328 \text{ кмоль/ч}$$

2) Для построения рабочей линии определяем действительный расход абсорбента

$$L = 2L_{\min} = 2 \cdot 5328 = 10656 \text{ кмоль/ч}$$

Находим концентрацию X_1 CO_2 в воде на выходе из колонны по уравнению (X.2), преобразованному к виду

$$X_1 = \frac{G(Y_1 - Y_2)}{L} + X_2 = \frac{44,6 \cdot 0,107}{10656} + 0,00001025 = 0,0004581 \text{ кмоль/кмоль}$$

Рабочая линия представляет собой прямую, проходящую через точки

$$X_1 = 4,581 \cdot 10^{-4}; \quad Y_1 = 0,11$$

$$X_2 = 1,025 \cdot 10^{-5}; \quad Y_2 = 0,003$$

3) Определяем среднюю движущую силу. Линию равновесия можно считать прямой; поэтому находим среднюю движущую силу по уравнению (X.7).

Для газовой фазы:
внизу колонны

$$Y_1 = 0,11; \quad Y_1^* = 0,05$$

$$Y_1 - Y_1^* = 0,11 - 0,05 = 0,06$$

вверху колонны

$$Y_2 = 0,003; \quad Y_2^* = 0,00112$$

$$Y_2 - Y_2^* = 0,003 - 0,00112 = 0,00188$$

средняя движущая сила

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{2,3 \lg \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} = \frac{0,06 - 0,00188}{2,3 \lg \frac{0,06}{0,00188}} = 0,0168 \text{ кмоль/кмоль}$$

Для жидкой фазы:
внизу колонны

$$X_1 = 0,0004581; \quad X_1^* = 0,000906$$

$$X_1^* - X_1 = 0,0004479$$

вверху колонны

$$X_2 = 0,00001025 \quad X_2^* = 0,00003025$$

$$X_2^* - X_2 = 0,00002$$

средняя движущая сила

$$\Delta X_{\text{ср}} = \frac{0,0004479 - 0,00002}{2,3 \lg \frac{0,0004479}{0,00002}} = 0,000138 \text{ кмоль/кмоль}$$

Пример X.2. Определить высоту насадки в колонне для абсорбции двуокиси углерода водой при следующих условиях: среднее давление $p = 15,5 \text{ ат}$; средняя температура $t = 25^\circ \text{C}$; расход газа (при нормальных условиях): на входе $V_1 = 4430 \text{ м}^3/\text{ч}$; на выходе $V_2 = 2965 \text{ м}^3/\text{ч}$; содержание CO_2 в газе: на входе $y_1 = 0,297$; на выходе $y_2 = 0,009$; концентрация CO_2 в абсорбенте: на входе $c_2 = 0,025 \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_1 = 4,250 \text{ кг/м}^3$; диаметр колонны $d_k = 2150 \text{ мм}$; тип насадки — кольца Рашига $75 \times 75 \times 10 \text{ мм}$, загруженные внавал.

Коэффициенты массоотдачи: внизу колонны $k_{г,1} = 0,537 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$; вверху колонны $k_{г,2} = 0,281 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$; для всей колонны $k_{ж} = 83,5 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$.

Решение. Составление материального баланса колонны.

1) Определение расхода G инертного газа.
На входе в колонну

$$G_1 = \frac{V_1 - V_1 y_1}{22,4} = \frac{4430 - 4430 \cdot 0,297}{22,4} = 139 \text{ кмоль/ч}$$

На выходе из колонны

$$G_2 = \frac{V_2 - V_2 y_2}{22,4} = \frac{2965 - 2965 \cdot 0,009}{22,4} = 131,2 \text{ кмоль/ч}$$

Расход инертного газа не остается постоянным, так как в колонне, кроме CO_2 , абсорбируются и другие компоненты газовой смеси. Однако с достаточной степенью точности в расчете можно использовать среднее значение расхода инертного газа

$$G = \frac{G_1 + G_2}{2} = \frac{139 + 131,2}{2} = 135,1 \text{ кмоль/ч}$$

2) Пересчет концентраций. Так как в расчетах используется среднее значение расхода инертного газа, то относительные молярные концентрации в газовой фазе составляют

$$Y_1 = \frac{V_1 y_1}{22,4} \cdot \frac{1}{G} = \frac{4430 \cdot 0,297}{22,4 \cdot 135,1} = 0,435 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$Y_2 = \frac{V_2 y_2}{22,4} \cdot \frac{1}{G} = \frac{2965 \cdot 0,009}{22,4 \cdot 135,1} = 0,00885 \text{ кмоль/кмоль}$$

Для жидкой фазы (воды) пересчет проводим с помощью выражения

$$X = \frac{c \cdot 18}{44 \cdot 997}$$

где 997 — плотность воды при 25°C , кг/м^3

$$X_1 = \frac{4,250 \cdot 18}{44 \cdot 997} = 1,74 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/кмоль}$$

$$X_2 = \frac{0,025 \cdot 18}{44 \cdot 997} = 1,025 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль/кмоль}$$

3) Определение расхода абсорбента. По уравнению (X.2)

$$G(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2)$$

$$L = 135 \frac{0,435 - 0,00885}{174 \cdot 10^{-5} - 1,025 \cdot 10^{-5}} = 33\,259 \text{ кмоль/ч}$$

4) Определение количества абсорбированного CO_2

$$N_A = G(Y_1 - Y_2) = 135(0,435 - 0,00885) = 57,5 \text{ кмоль/ч}$$

Построение кривой равновесия и рабочей линии. Необходимые данные частично получены в примере X.1. Распространяем их на большие концентрации и наносим равновесную линию на график рис. X-4.

Рабочей линией будет прямая, проходящая через точки

$$X_1 = 1,74 \cdot 10^{-3}; \quad Y_1 = 0,435$$

$$X_2 = 1,025 \cdot 10^{-5}; \quad Y_2 = 0,00885$$

Определение высоты слоя насадк. Принимаем, что линия равновесия является прямой. В этом случае можно пользоваться уравнением (X.6)

$$N_A = K_g \Delta Y_{cp} S = K_{ж} \Delta X_{cp} S$$

Здесь K_g и $K_{ж}$ — значения коэффициентов массопередачи, усредненные между низом и верхом колонны.

Рис. X-4. Линия равновесия (1) и рабочая линия (2) при абсорбции CO_2 водой (к примеру X-2).

1) Коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, находим по формуле аддитивности

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{m}{k_{ж}}} \quad m = \frac{Y^*}{X}$$

Внизу колонны

$$m_1 = \frac{Y_1^*}{X_1} = \frac{0,2325}{1,74 \cdot 10^{-3}} = 133,6$$

$$K_{g,1} = \frac{1}{\frac{1}{k_{g,1}} + \frac{m_1}{k_{ж}}} = \frac{1}{0,537 + \frac{133,6}{83,5}} = 0,289 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

Вверху колонны

$$m_2 = \frac{Y_2^*}{X_2} = \frac{1,12 \cdot 10^{-3}}{1,025 \cdot 10^{-5}} = 109,3$$

$$K_{g,2} = \frac{1}{\frac{1}{k_{g,2}} + \frac{m_2}{k_{ж}}} = \frac{1}{0,281 + \frac{109,3}{83,5}} = 0,205 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

$$K_g = \frac{K_{g,1} + K_{g,2}}{2} = \frac{0,289 + 0,207}{2} = 0,248 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

2) Коэффициент массопередачи, отнесенный к жидкой фазе

$$K_{ж} = \frac{1}{\frac{1}{m k_g} + \frac{1}{k_{ж}}} \quad m = \frac{Y}{X^*}$$

Внизу колонны

$$m_1 = \frac{Y_1}{X_1^*} = \frac{0,435}{2,8 \cdot 10^{-3}} = 155,4$$

$$K_{ж,1} = \frac{1}{\frac{1}{155,4 \cdot 0,537} + \frac{1}{83,5}} = 41,7 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

Вверху колонны

$$m_2 = \frac{Y_2}{X_2^*} = \frac{0,00885}{7,9 \cdot 10^{-5}} = 112$$

$$K_{ж,2} = \frac{1}{\frac{1}{112 \cdot 0,281} + \frac{1}{83,5}} = 22,85 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

$$K_{ж} = \frac{K_{ж,1} + K_{ж,2}}{2} = \frac{41,7 + 22,85}{2} = 32,28 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

3) Определение средней движущей силы.

Для газовой фазы:
внизу колонны

$$Y_1 = 0,435; \quad Y_1^* = 0,2325$$

$$Y_1 - Y_2^* = 0,2025$$

вверху колонны

$$Y_2 = 0,00885; \quad Y_2^* = 0,00112$$

$$Y_2 - Y_2^* = 0,00773$$

средняя движущая сила

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{2,3 \lg \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} = \frac{0,2025 - 0,00773}{2,3 \lg \frac{0,2025}{0,00773}} = 0,0598 \text{ кмоль/кмоль}$$

Для жидкой фазы:
внизу колонны

$$X_1 = 1,74 \cdot 10^{-3}; \quad X_1^* = 2,8 \cdot 10^{-3}$$

$$X_1 - X_1^* = 1,06 \cdot 10^{-3}$$

вверху колонны

$$X_2 = 1,026 \cdot 10^{-5}; \quad X_2^* = 6,9 \cdot 10^{-5}$$

$$X_2 - X_2^* = 5,875 \cdot 10^{-5}$$

средняя движущая сила

$$\Delta X_{cp} = \frac{(X_1^* - X_1) - (X_2^* - X_2)}{2,3 \lg \frac{X_1^* - X_1}{X_2^* - X_2}} = \frac{1,06 \cdot 10^{-3} - 5,875 \cdot 10^{-5}}{2,3 \lg \frac{1,06 \cdot 10^{-3}}{5,875 \cdot 10^{-5}}} = 3,47 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/кмоль}$$

4) Определение поверхности насадки. Рассчитываем ее по коэффициентам массопередачи

$$F_r = \frac{N_A}{K_r \Delta Y_{cp}} = \frac{57,5}{0,248 \cdot 0,0598} = 3877 \text{ м}^2$$

$$F_{ж} = \frac{N_A}{K_{ж} \Delta X_{cp}} = \frac{57,5}{32,28 \cdot 3,47 \cdot 10^{-4}} = 5133 \text{ м}^2$$

Полученные значения F резко различаются между собой. Причиной этого является неправомерность принятия допущения о линейности равновесной кривой. Это допущение приводит к занижению средней движущей силы, отнесенной к жидкой фазе (см. рис. X-4), и, следовательно, к завышению поверхности насадки; для газовой фазы это допущение приводит к занижению поверхности насадки. Однако для расчетов следует все же предпочесть коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, так как в этом случае используется меньший отрезок линии равновесия, что приводит к уменьшению погрешности.

5) Определение высоты слоя насадки

$$H = \frac{F}{S_{к\sigma}}$$

Для насадки из колец $75 \times 75 \times 10 \text{ мм}$ $\sigma = 65,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$ (см. табл. IX-1)

$$H_r = \frac{3877 \cdot 4}{3,14 \cdot 2,15^2 \cdot 65,5} = 16,3 \text{ м}$$

$$H_{ж} = \frac{5133 \cdot 4}{3,14 \cdot 2,15^2 \cdot 65,5} = 21,6 \text{ м}$$

Значительно более точные результаты могут быть получены, если разделить колонну на несколько зон и проводить расчеты для каждой зоны в отдельности, принимая, что количество абсорбированного вещества в каждой из зон одинаково, а равновесная линия для каждой зоны — прямая.

Разделим колонну на четыре зоны.

Изменение концентрации в жидкой фазе для каждой зоны составит

$$X = \frac{X_2 - X_1}{4} = \frac{174 \cdot 10^{-5} - 1,025 \cdot 10^{-5}}{4} = 43,25 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль/кмоль}$$

На рис. X-3 зафиксированы концентрации, соответствующие каждой зоне. Коэффициенты массоотдачи для каждой зоны: $k_{г,1} = 0,537$; $k_{г,2} = 0,281$; $k_{г,3} = 0,482$; $k_{г,4} = 0,42$; $k_{г,5} = 0,357$.

Результаты расчета приведены в табл. X-1.

Таблица X-1. К расчету абсорбционной насадочной колонны по зонам

| Зона | Концентрация в жидкой фазе | | Концентрация в газовой фазе | | Коэффициент массопередачи | | Средняя движущая сила | |
|------|----------------------------|------------------|-----------------------------|---------|---------------------------|---------|-----------------------|----------------------------|
| | $X \cdot 10^5$ | $X^* \cdot 10^5$ | Y | Y^* | K_r | $K_{ж}$ | ΔY_{cp} | $\Delta X_{cp} \cdot 10^5$ |
| 1 | 1,025 | 7,9 | 0,00885 | 0,00112 | 0,222 | 25,43 | 0,0257 | 21,9 |
| | 44,275 | 95,0 | 0,112 | 0,052 | | | | |
| 2 | 44,275 | 95,0 | 0,112 | 0,052 | 0,250 | 30,74 | 0,0842 | 63,2 |
| | 87,525 | 165,0 | 0,220 | 0,106 | | | | |
| 3 | 87,525 | 165,0 | 0,220 | 0,106 | 0,269 | 36,21 | 0,135 | 81,5 |
| | 130,775 | 216,3 | 0,325 | 0,167 | | | | |
| 4 | 130,775 | 216,3 | 0,325 | 0,167 | 0,285 | 40,21 | 0,179 | 97,3 |
| | 174,025 | 280,0 | 0,435 | 0,2325 | | | | |

Поверхность насадки определяем из выражения

$$F = \frac{N_A}{4} \sum \frac{1}{K_{г,i} \Delta Y_{cp}} = \frac{N_A}{4} \sum \frac{1}{K_{ж,i} \Delta X_{cp}}$$

$$F_r = \frac{57,5}{4} \left(\frac{1}{0,222 \cdot 0,0257} + \frac{1}{0,250 \cdot 0,0842} + \frac{1}{0,269 \cdot 0,135} + \frac{1}{0,283 \cdot 0,179} \right) = 3879 \text{ м}^2$$

$$F_{ж} = \frac{57,5}{4} \left(\frac{1}{25,43 \cdot 21,9 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{30,74 \cdot 63,2 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{36,21 \cdot 81,5 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{40,21 \cdot 97,3 \cdot 10^{-5}} \right) = 4177 \text{ м}^2$$

Полученные этим способом значения поверхности F насадки намного ближе друг к другу. Кроме того, следует отметить, что величина поверхности, найденная по коэффициенту массопередачи K_r , отнесенному к газовой фазе, мало отличается от первоначального значения, полученного при более грубом расчете.

Высота слоя насадки

$$H_r = \frac{3879 \cdot 4}{3,14 \cdot 2,15^2 \cdot 65,5} = 16,3 \text{ м}$$

$$H_{ж} = \frac{4177 \cdot 4}{3,14 \cdot 2,15^2 \cdot 65,5} = 17,6 \text{ м}$$

Принимаем среднее значение $H = 17 \text{ м}$.

Пример X.3. Определить высоту насадки в колонне для десорбции аммиака из водного раствора воздухом. Колонна работает в следующих условиях: расход раствора аммиака $L_2 = 1069,90 \text{ кмоль/ч}$; концентрация аммиака в растворе: на входе $c_2 = 0,0698 \text{ кг/кг}$; на выходе $c_1 = 0,0186 \text{ кг/кг}$; расход воздуха $G = 530 \text{ кмоль/ч}$; концентрация аммиака в выходящем из колонны воздухе $y_2 = 0,1$; средняя температура $t = 40^\circ \text{C}$; диаметр колонны $d_k = 2200 \text{ мм}$; тип насадки: кольца Рашига $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$, загруженные внавал. Коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, $K_r = 0,7 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$. Для построения линии равновесия имеются следующие экспериментальные данные:

| | | | |
|-------|--------|--------|--------|
| X | 0,0201 | 0,0498 | 0,0795 |
| Y^* | 0,0388 | 0,1044 | 0,1875 |

Решение. Составление материального баланса.

1) Пересчет концентраций

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0,1}{1 - 0,1} = 0,111; \quad Y_1 = 0$$

$$X_2 = \frac{c_2}{1 - c_2} \cdot \frac{M_2}{M_1} = \frac{0,0698}{1 - 0,0698} \cdot \frac{18}{17} = 0,0795$$

$$X_1 = \frac{c_1}{1 - c_1} \cdot \frac{M_2}{M_1} = \frac{0,0186}{1 - 0,0186} \cdot \frac{18}{17} = 0,0201$$

2) Определение количества аммиака, десорбируемого воздухом

$$N_A = G(Y_2 - Y_1) = 530 \cdot 0,111 = 58,8 \text{ кмоль/ч}$$

Построение линии равновесия и рабочей линии. Линию равновесия строим, исходя из имеющихся экспериментальных данных (рис. X-5). Рабочая линия, также приведенная на рис. X-5, проходит через точки

$$X_1 = 0,0201; Y_1 = 0; X_2 = 0,0795; Y_2 = 0,111$$

Так как в колонне происходит десорбция (концентрация газовой фазы меньше равновесной), рабочая линия расположена ниже линии равновесия.

Определение средней движущей силы. Учитывая, что мы имеем дело с процессом десорбции, получаем: внизу колонны

$$Y_1^* = 0,0388; Y_1 = 0; Y_1^* - Y_1 = 0,0388$$

вверху колонны

$$Y_2^* = 0,1875; Y_2 = 0,111; Y_2^* - Y_2 = 0,0765$$

По уравнению (X. 7) получаем

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_2^* - Y_2) - (Y_1^* - Y_1)}{2,3 \lg \frac{Y_2^* - Y_2}{Y_1^* - Y_1}} = \frac{0,0765 - 0,0388}{2,3 \lg \frac{0,0765}{0,0388}} = 0,0555 \text{ кмоль/кмоль}$$

Рис. X-5. Линия равновесия (1) и рабочая линия (2) при десорбции аммиака (к примеру X-3).

Определение высоты слоя насадки. Из общего уравнения массопередачи (X.6) определяем поверхность насадки

$$F = \frac{N_A}{K_g \Delta Y_{cp}} = \frac{58,8}{0,7 \cdot 0,0555} = 1520 \text{ м}^2$$

Высоту насадки определяем по формуле

$$H = \frac{F}{S_{к\sigma}}$$

Для насадки указанного типа, в соответствии с табл. IX-1, $\sigma = 95 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Площадь сечения колонны

$$S_k = \frac{\pi d_k^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2,2^2}{4} = 3,8 \text{ м}^2$$

$$H = \frac{1520}{3,8 \cdot 95} = 4,22 \text{ м}$$

Принимаем высоту $H = 4,5 \text{ м}$.

Пример X. 4. В колонне с насадкой из колец Рашига происходит водная абсорбция двуокиси серы из ее смеси с воздухом. Колонна работает при следующих условиях: расход газа $V = 3000 \text{ м}^3/\text{ч}$; концентрация SO_2 в газе: на входе $y_1 = 0,04$; на выходе $y_2 = 0,005$; концентрация SO_2 в растворе на входе в колонну $x_2 = 0$; расход абсорбента $L = 1,16 \cdot L_{\min}$; средняя температура в колонне $t = 20^\circ \text{C}$; диаметр колонны $d_k = 1,26 \text{ м}$.

Определить концентрации SO_2 на поверхности раздела в газовой и жидкой фазах по длине колонны. Даны коэффициенты массоотдачи

вычисленные в примере VIII. 20: $k_g = 31,3 \text{ м/ч}$ и $k_{ж} = 0,438 \text{ м/ч}$; для построения линии равновесия использовать следующие величины, полученные на основе экспериментальных данных при $t = 20^\circ \text{C}$:

| | | | | | | | |
|-------|----------------------|-----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| x | $5,63 \cdot 10^{-5}$ | $1,405 \cdot 10^{-4}$ | $2,80 \cdot 10^{-4}$ | $4,21 \cdot 10^{-4}$ | $5,62 \cdot 10^{-4}$ | $8,43 \cdot 10^{-4}$ | $1,405 \cdot 10^{-3}$ |
| y^* | $6,60 \cdot 10^{-4}$ | $1,580 \cdot 10^{-3}$ | $4,21 \cdot 10^{-3}$ | $7,63 \cdot 10^{-3}$ | $1,120 \cdot 10^{-2}$ | $1,855 \cdot 10^{-2}$ | $3,42 \cdot 10^{-2}$ |

Решение. Составление материального баланса.

1) Определение расхода инертного газа

$$G = \frac{V(1 - y_1) 273}{22,4(273 + t)} = \frac{3000(1 - 0,04) 273}{22,4 \cdot 293} = 120 \text{ кмоль/ч}$$

2) Определение количества SO_2 , абсорбируемого в колонне

$$N_A = G \left(\frac{y_1}{1 - y_1} - \frac{y_2}{1 - y_2} \right) = 120 \left(\frac{0,04}{1 - 0,04} - \frac{0,005}{1 - 0,005} \right) = 4,4 \text{ кмоль/ч}$$

3) Определение минимального расхода абсорбирующей воды по уравнению (X. 4)

$$L_{\min} = \frac{N_A}{\frac{x_1^*}{1 - x_1^*} - \frac{x_2}{1 - x_2}}$$

где x_1^* — равновесная концентрация SO_2 в жидкой фазе, соответствующая концентрации y_1 в газовой фазе. Для определения x_1^* необходимо построить линию равновесия. Из рис. X-6 получаем $x_1^* = 0,00162$. Подставив эту величину в предыдущее уравнение, получим

$$L_{\min} = \frac{4,4}{\frac{0,00162}{1 - 0,00162} - 0} = 2710 \text{ кмоль/ч}$$

4) Определение действительного расхода воды

$$L = 1,16 L_{\min} = 1,16 \cdot 2710 = 3140 \text{ кмоль/ч}$$

5) Конечная концентрация SO_2 в растворе

$$L(x_1 - x_2) = N_A$$

Так как $x_2 = 0$, то

$$x_1 = \frac{N_A}{L} = \frac{4,4}{3140} = 0,001405$$

Построение рабочей линии. Из уравнения материального баланса

$$G \left(\frac{y_1}{1 - y_1} - \frac{y}{1 - y} \right) = L \left(\frac{x_1}{1 - x_1} - \frac{x}{1 - x} \right)$$

$$120 \left(\frac{0,04}{1 - 0,04} - \frac{y}{1 - y} \right) = 3140 \left(\frac{0,001405}{1 - 0,001405} - \frac{x}{1 - x} \right)$$

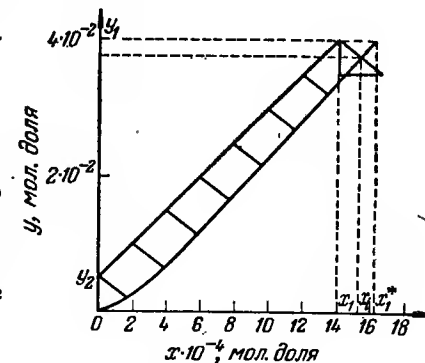


Рис. X-6. Определение концентраций в пограничном слое при абсорбции SO_2 водой (к примеру X-4).

Отбрасывая в знаменателе величину x , пренебрежимо малую по сравнению с 1, получим уравнение рабочей линии

$$x = 0,0382 \frac{y}{1-y} - 0,000185$$

Давая переменной y различные значения, находим соответствующие значения x :

| | | | | | | | |
|---------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|-------|
| y | 0,04 | 0,03 | 0,025 | 0,02 | 0,015 | 0,010 | 0,005 |
| x | 0,001405 | 0,000996 | 0,000795 | 0,000595 | 0,000397 | 0,000201 | ~ 0 |

Рабочая линия, проведенная на рис. X-6, является кривой.

Определение концентраций SO_2 на поверхности раздела фаз. Для любой точки рабочей линии с координатами x и y значения концентраций на поверхности раздела находятся на пересечении линии равновесия с прямой, выходящей из этой точки и имеющей тангенс угла наклона

$$-\frac{y - y_{гр}}{x_{гр} - x} = -\frac{k_{ж}}{k_{г}}$$

Так как концентрации выражены в мольных долях, то и коэффициенты массоотдачи необходимо пересчитать в соответствующие единицы:

$$k_{г} = \frac{31,370}{22,47} = \frac{31,3 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 1,3 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \Delta y^{-1}$$

$$k_{ж} = \frac{P_B}{M_B} \cdot 0,438 = \frac{998}{18} \cdot 0,438 = 24,3 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot \Delta y^{-1}$$

Угловой коэффициент соответствующих прямых:

$$m = -\frac{k_{ж}}{k_{г}} = -\frac{24,3}{1,3} = -18,7$$

На рис. X-5 из различных точек рабочей линии проводим прямые с угловым коэффициентом $m = -18,7$; на пересечении этих прямых с линией равновесия получаем соответствующие значения концентраций SO_2 на поверхности раздела фаз. Эти значения приведены в табл. X-2.

Т а б л и ц а X-2. Концентрации SO_2 по длине насадочной колонны

| В колонне | | На поверхности раздела фаз | | В колонне | | На поверхности раздела фаз | |
|----------------|----------------|----------------------------|---------------------|----------------|----------------|----------------------------|---------------------|
| $x \cdot 10^3$ | $y \cdot 10^2$ | $x_{гр} \cdot 10^3$ | $y_{гр} \cdot 10^2$ | $x \cdot 10^3$ | $y \cdot 10^2$ | $x_{гр} \cdot 10^3$ | $y_{гр} \cdot 10^2$ |
| 1,405 | 4,0 | 1,54 | 3,76 | 0,595 | 2,0 | 0,77 | 1,67 |
| 1,2 | 3,5 | 1,34 | 3,24 | 0,397 | 1,5 | 0,59 | 1,16 |
| 0,996 | 3,0 | 1,15 | 2,71 | 0,201 | 1 | 0,38 | 0,665 |
| 0,795 | 2,5 | 0,96 | 2,19 | 0 | 0,5 | 0,16 | 0,19 |

Пример X.5. По исходным данным и результатам расчета примера X.4 определить необходимую поверхность и высоту слоя насадки в колонне.

Решение. Так как равновесная и рабочая линии являются кривыми, воспользуемся уравнением (X.13)

$$F = \frac{G'}{k_{г} (1-y)_{ср}} \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ср} dy}{(1-y)(1-y_{гр})}$$

Интеграл можно вычислить либо графически, либо с помощью формулы Симпсона.

Проводим графическое интегрирование путем планиметрирования площади под кривой на графике зависимости отношения $\frac{(1-y)_{ср}}{(1-y)(y-y_{гр})}$ от y (рис. X-7), который построен по данным табл. X-3, полученным на основе результатов расчета предыдущего примера.

Планиметрирование площади под кривой в пределах между $y_1 = 0,04$ и $y_2 = 0,005$ дает

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ср} dy}{(1-y)(y-y_{гр})} = 11,60$$

Воспользуемся формулой Симпсона

$$\int_a^b f(x) dx = \frac{b-a}{6n} \{f(a) + f(b) + 2[f(x_1) + f(x_2) + \dots + f(x_{n-1})] + 4[f(x_{1/2}) + f(x_{3/2}) + \dots + f(x_{n-1/2})]\}$$

Разделив интервал интегрирования на три интервала, т. е. полагая $n = 3$, получим следующие значения

| | |
|----------------------|--------------------|
| $a = 0,005;$ | $f(a) = 323$ |
| $b = 0,04;$ | $f(b) = 416$ |
| $y_1 = 0,0166;$ | $f(y_1) = 298$ |
| $y_2 = 0,02832;$ | $f(y_2) = 340$ |
| $y_{1/2} = 0,01083;$ | $f(y_{1/2}) = 297$ |
| $y_{3/2} = 0,0225;$ | $f(y_{3/2}) = 313$ |
| $y_{5/2} = 0,03425;$ | $f(y_{5/2}) = 372$ |

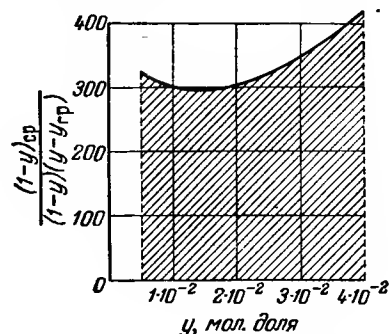


Рис. X-7. Графическое интегрирование при решении примера X-5.

Т а б л и ц а X-3. К определению поверхности насадки методом графического интегрирования

| y | $y_{гр}$ | $1-y$ | $1-y_{гр}$ | $(1-y)_{ср}$ | $y-y_{гр}$ | $\frac{(1-y)_{ср}}{(1-y)(y-y_{гр})}$ |
|-------|----------|-------|------------|--------------|------------|--------------------------------------|
| 0,04 | 0,0376 | 0,96 | 0,9624 | 0,9612 | 0,0024 | 416 |
| 0,035 | 0,0324 | 0,965 | 0,9676 | 0,9663 | 0,0026 | 384 |
| 0,03 | 0,0271 | 0,97 | 0,9729 | 0,9714 | 0,0029 | 345 |
| 0,025 | 0,0219 | 0,975 | 0,9781 | 0,9765 | 0,0031 | 323 |
| 0,02 | 0,0167 | 0,98 | 0,9833 | 0,9816 | 0,0033 | 303 |
| 0,015 | 0,0116 | 0,985 | 0,9884 | 0,9867 | 0,0034 | 294 |
| 0,01 | 0,00665 | 0,99 | 0,99335 | 0,9917 | 0,00335 | 298 |
| 0,005 | 0,0019 | 0,995 | 0,9981 | 0,9965 | 0,0031 | 323 |

Подставляем эти значения в формулу Симпсона

$$\int_{0,04}^{0,005} \frac{(1-y)_{\text{ср}} dy}{(1-y)(y-y_{\text{гр}})} = \frac{0,04 - 0,005}{6 \cdot 3} [(322 + 416) + 2(298 + 340) + 4(297 + 313 + 372)] = \frac{0,035 \cdot 5942}{18} = 11,6$$

Таким образом, оба метода дают идентичные результаты. Поверхность насадки

$$F = \frac{G'}{k_r (1-y)_{\text{ср}}} = 11,60$$

Средний расход газа в колонии G' находим, усредняя расходы газа на входе и выходе из колонии

$$G'_1 = \frac{3000 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 125 \text{ кмоль/ч}$$

$$G'_2 = G'_1 - N_A = 125 - 4,4 = 120,6 \text{ кмоль/ч}$$

$$G' = \frac{125 + 120,6}{2} = 122,8 \text{ кмоль/ч}$$

Усредняем также значения $(1-y)$ для входа и выхода из колонии. Из табл. X-3 получаем значения

$$(1-y)_{\text{ср}, 1} = 0,9612$$

$$(1-y)_{\text{ср}, 2} = 0,9965$$

$$(1-y)_{\text{ср}} = \frac{0,9612 + 0,9965}{2} = 0,9789$$

Следовательно

$$F = \frac{122,8}{1,3 \cdot 0,9789} \cdot 11,60 = 1118 \text{ м}^2$$

Высота насадки

$$H = \frac{F}{S_{\text{кГ}}}$$

При диаметре колонии $d_{\text{к}} = 1,26 \text{ м}$, $S_{\text{к}} = 1,25 \text{ м}^2$, а удельная поверхность рассматриваемой насадки $\sigma = 95 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Отсюда

$$H = \frac{1118}{1,25 \cdot 98} = 9,4 \text{ м}$$

Пример X.6. Рассчитать насадочную колонну для абсорбции двуокиси серы из смеси с воздухом. Расход очищаемого газа при 20°C составляет $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$, а концентрация SO_2 — 4 объемн.%. Абсорбцию проводят при атмосферном давлении водой. Средняя температура в колонне равна 20°C . На выходе из колонны газ содержит 0,5 объемн. % SO_2 . Расход абсорбента в 1,16 раз больше минимального. Влажностью газа пренебречь.

Решение. Этот пример в значительной степени уже решен по частям в ряде предыдущих примеров, посвященных диффузионным процессам. Обобщим теперь выполненные расчеты, дополнив их решением остальных вопросов.

Выбор типа насадки. Выбираем насадку из беспорядочно загруженных колец Рашига. Так как газ поступает в колонну под атмосферным давлением, то во избежание больших потерь напора выбираем кольца крупных размеров, которые к тому же проще в изготовлении. Размер насадки $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$.

Диаметр колонны. Принимаем диаметр колонны 1260 мм. Определив скорость газа в колонии, получим

$$w = \frac{3000}{3600} \cdot \frac{4}{3,14 \cdot 1,26^2} = 0,666 \text{ м/сек}$$

Составление материального баланса. Материальный баланс был составлен в примере X.4. Получены следующие значения:

$$G = 120 \text{ кмоль/ч}; \quad L = 3140 \text{ кмоль/ч} = 56,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$N_A = 4,4 \text{ кмоль/ч}; \quad y_1 = 0,04; \quad y_2 = 0,005$$

$$x_1 = 0,001405; \quad x_2 = 0$$

или

$$Y_1 = 0,04166 \text{ кмоль/кмоль}; \quad Y_2 = 0,005025 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$X_1 = 0,00141 \text{ кмоль/кмоль}; \quad X_2 = 0$$

Проверка колонны на захлебывание выполнена различными методами в примере IX.4. Было установлено, что режим работы колонны не выходит из допустимых пределов.

Определение коэффициентов массоотдачи. Коэффициенты массоотдачи были определены различными методами в примере VIII.20. Для расчета колонны воспользуемся следующими значениями:

$$k_r = 31,3 \text{ м/ч} [\text{кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль}/\text{м}^3)^{-1}]$$

и

$$k_{\text{ж}} = 0,439 \text{ м/ч} [\text{кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль}/\text{м}^3)^{-1}]$$

Определение поверхности и высоты насадки. Поверхность и высота слоя насадки были определены в примере X.5 на основании коэффициентов массоотдачи. Теперь проведем расчет, используя коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе.

1) Построение линии равновесия и рабочей линии в координатах X, Y . В примере X.4 были приведены равновесные концентрации, выраженные в мольных долях. Пересчитаем их в относительные мольные концентрации:

| | | | | | | | | |
|----------------|-----|--------|--------|-------|-------|-------|-------|------|
| $X \cdot 10^3$ | ... | 0,0563 | 0,1407 | 0,281 | 0,422 | 0,564 | 0,846 | 1,41 |
| $Y \cdot 10^2$ | ... | 0,0663 | 0,1585 | 0,422 | 0,767 | 1,132 | 1,885 | 3,55 |

Рабочая линия является прямой и проходит через точки

$$X_1 = 0,00141; \quad Y_1 = 0,04166; \quad X_2 = 0; \quad Y_2 = 0,005025$$

Равновесная и рабочая линии показаны на рис. X-8.

2) Определение коэффициента массопередачи, отнесенного к газовой фазе. Коэффициенты массопередачи в верхнем и нижнем сечениях колонны были найдены в примере VIII.24: $K_{r,1} = 19,5 \text{ м/ч}$, $K_{r,2} = 11,9 \text{ м/ч}$; или, если концентрации выражены в мольных долях, то $K_{r,1} = 0,934 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\Delta y)^{-1}$, $K_{r,2} = 0,57 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\Delta y)^{-1}$. Таким образом, коэффициент массопередачи — величина переменная; следовательно, нельзя пользоваться формулой (X.6), а нужно применять уравнение (X.11). Для этого разделим колонну на четыре зоны и определим коэффициенты массопередачи на границах каждой зоны. Коэффициент массопередачи определяем по уравнению (VII.75), а угловые коэффициенты линии равновесия в соответствующих точках — по уравнению (VIII.7).

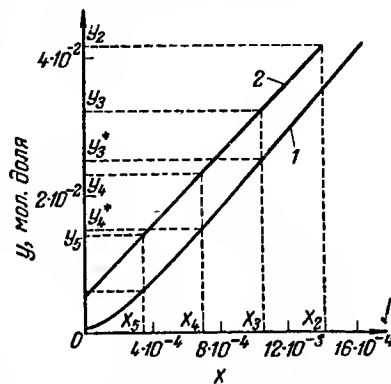


Рис. X-8. Линия равновесия (1) и рабочая линия (2) (к примеру X-6).

Таблица X-4. К расчету абсорбционной насадочной колонны по зонам

| Зона | $X \cdot 10^3$ | $Y \cdot 10^2$ | m | $K_r \cdot \frac{\text{кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{с}}{\text{м}^3 \cdot (\Delta y)^{-1}}$ | Зона | $X \cdot 10^3$ | $Y \cdot 10^2$ | m | $K_r \cdot \frac{\text{кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{с}}{\text{м}^3 \cdot (\Delta y)^{-1}}$ |
|------|----------------|----------------|-------|--|------|----------------|----------------|------|--|
| 1 | 1,41 | 3,55 | 29,66 | 0,492 | 3 | 0,705 | 1,5 | 28,6 | 0,513 |
| | 1,0575 | 2,53 | 29,1 | 0,507 | | 0,3525 | 0,595 | 22,5 | 0,590 |
| 2 | 1,0575 | 2,53 | 29,1 | 0,507 | 4 | 0,3525 | 0,595 | 22,5 | 0,590 |
| | 0,705 | 1,5 | 28,6 | 0,513 | | 0 | 0 | 11,3 | 0,810 |

Результаты расчета для каждой зоны приведены в табл. X-4.

3) Определение поверхности насадки. Применим уравнение (X.11), пользуясь найденными значениями для всех четырех зон абсорбционной колонны

$$F = G \int \frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_r(Y-Y^*)} dY$$

Интегрирование проводим графическим способом или по формуле Симпсона. Вычисленные величины, необходимые для графического интегрирования, приведены в табл. X-5.

Построив график зависимости величины $\frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_r(Y-Y^*)}$ от Y , получим кривую, изображенную на рис. X-9. Планиметрируя площадь под кривой в пределах между $Y_1 = 0,04166$ и $Y_2 = 0,005025$, получим

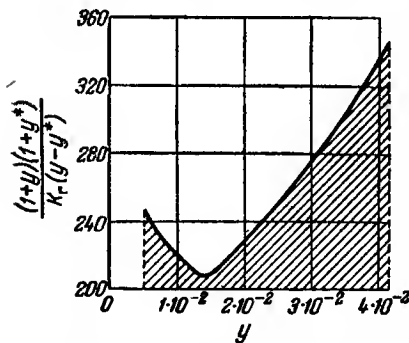


Рис. X-9. Графическое интегрирование при решении примера X-6.

тов массоотдачи и концентраций у поверхности раздела (вычисленные в примере X.4 высота слоя насадки $H = 9,4$ м).

Определение потерь напора в колонне. Потери напора при прохождении газа через орошаемую насадку высотой 1 м были определены в примере IX.3 с помощью уравнений (IX.14) и (IX.16), причем было найдено, что $\Delta p_{г-ж} = 345$ н/м². Для общей высоты насадки 9,5 м потери напора составят

$$\Delta p_{г-ж} = 9,5 \cdot 345 = 3280 \text{ н/м}^2$$

или

$$\Delta p_{г-ж} = \frac{3280}{9,81} = 330 \text{ мм вод. ст.}$$

Потери напора относительно малы, и то, что в выполненных ранее расчетах ими пренебрегали, вполне оправдано.

Таблица X-5. К определению поверхности насадки методом графического интегрирования

| $Y \cdot 10^2$ | $Y^* \cdot 10^2$ | $Y - Y^*$ | $(1+Y)(1+Y^*)$ | K_r | $\frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_r(Y-Y^*)}$ |
|----------------|------------------|-----------|----------------|-------|-----------------------------------|
| 0,5025 | 0 | 0,005025 | 1,005 | 0,810 | 246 |
| 1,43 | 0,595 | 0,00835 | 1,02 | 0,590 | 207 |
| 2,33 | 1,50 | 0,00830 | 1,04 | 0,513 | 244 |
| 3,25 | 2,53 | 0,0072 | 1,06 | 0,507 | 290 |
| 4,166 | 3,55 | 0,0062 | 1,08 | 0,492 | 354 |

Определение объема жидкости, находящейся в насадке. Эта величина была вычислена в примере IX.4. При высоте насадки, равной 1 м, $V_{ж} = 1,35 \cdot 10^{-2}$ м³/м. При высоте насадки, равной 9,5 м, $V_{ж} = 9,5 \cdot 1,35 \cdot 10^{-2} = 0,128$ м³. Этот объем жидкости следует учитывать при механическом расчете колонны.

Пример X.7. Найти формулу для определения средней движущей силы на n -ой тарелке абсорбционной колонны, работающей по следующей схеме: перемешивание газа на тарелке идеальное, а концентрация жидкости изменяется линейно в интервале от X_{n+1} до X_n .

Решение. На рис. X-10 представлены равновесная и рабочая линии для некоторой смеси в координатах X, Y . Так как концентрация газа на тарелке постоянна (идеальное перемешивание) и равна Y_n , ей соответствует равновесная концентрация в жидкости, равная X_n^* . Учитывая, что концентрация жидкости изменяется от X_{n+1} до X_n , получим следующие значения движущей силы для жидкости:

при входе на тарелку

$$\Delta X_n = X_n^* - X_{n+1}$$

при выходе с тарелки

$$\Delta X_k = X_n^* - X_n$$

Средняя движущая сила (среднегеометрическая)

$$\Delta X_{ср} = \frac{(X_n^* - X_{n+1}) - (X_n^* - X_n)}{2,3 \lg \frac{X_n^* - X_{n+1}}{X_n^* - X_n}} = \frac{X_n - X_{n+1}}{2,3 \lg \frac{X_n^* - X_{n+1}}{X_n^* - X_n}}$$

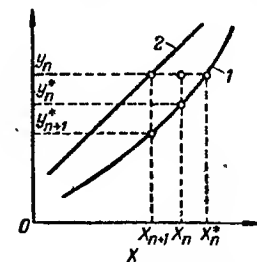


Рис. X-10. К определению средней движущей силы на тарелке:

1 — линия равновесия; 2 — рабочая линия.

При определении движущей силы в газовой фазе следует иметь в виду, что начальной концентрации жидкости X_{n+1} соответствует равновесная концентрация в газовой фазе Y_{n+1}^* а конечной концентрации X_n — равновесная концентрация Y_n^* .

Тогда при входе на тарелку

$$\Delta Y_n = Y_n - Y_{n+1}^*$$

при выходе с тарелки

$$\Delta Y_k = Y_n - Y_n^*$$

средняя движущая сила (среднегеометрическая)

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_n - Y_{n+1}^*) - (Y_n^* - Y_n)}{2,3 \lg \frac{Y_n - Y_{n+1}^*}{Y_n^* - Y_n}} = \frac{Y_n^* - Y_{n+1}}{2,3 \lg \frac{Y_n - Y_{n+1}^*}{Y_n^* - Y_n}}$$

Пример X.8. Определить среднюю движущую силу на n -ой тарелке колонны для абсорбции аммиака при различных режимах работы, пользуясь следующими экспериментальными данными:

$$X_{n+1} = 3,475 \cdot 10^{-2}; X_n = 3,875 \cdot 10^{-2}; Y_{n-1} = 6,95 \cdot 10^{-2}; Y_n = 6,275 \cdot 10^{-2}.$$

Следующие значения получены по кривой равновесия:

$$X_{n-1}^* = 4,30 \cdot 10^{-2}; X_n^* = 4,075 \cdot 10^{-2}; Y_n^* = 5,66 \cdot 10^{-2}; Y_{n+1}^* = 4,66 \cdot 10^{-2}.$$

Решение. 1) Идеальное перемешивание в обеих фазах. Применяем уравнения (X.17) и (X.18)

$$\Delta X_{cp} = X_n^* - X_n = 0,04075 - 0,03875 = 0,002 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$\Delta Y_{cp} = Y_n - Y_n^* = 0,06275 - 0,0566 = 0,00615 \text{ кмоль/кмоль}$$

2) Идеальное перемешивание в жидкой фазе при линейном изменении концентрации газа. Применяем уравнения (X.19) и (X.20)

$$\Delta X_{cp} = \frac{X_{n-1}^* - X_n}{2,3 \lg \frac{X_{n-1}^* - X_n}{X_n^* - X_n}} = \frac{0,0430 - 0,04075}{2,3 \lg \frac{0,0430 - 0,03875}{0,04075 - 0,03875}} = 0,003 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{2,3 \lg \frac{Y_{n-1} - Y_n}{Y_n - Y_n^*}} = \frac{0,0695 - 0,06275}{2,3 \lg \frac{0,0695 - 0,0566}{0,06275 - 0,0566}} = 0,00905 \text{ кмоль/кмоль}$$

3) Идеальное перемешивание в газовой фазе при линейном изменении концентрации жидкости. Расчетные формулы были получены в примере X.7

$$\Delta X_{cp} = \frac{X_n - X_{n+1}}{2,3 \lg \frac{X_n - X_{n+1}}{X_n^* - X_{n+1}}} = \frac{0,03875 - 0,03475}{2,3 \lg \frac{0,04075 - 0,03475}{0,04075 - 0,03875}} = 0,00364 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{Y^* - Y_{n+1}^*}{2,3 \lg \frac{Y_n - Y_{n+1}^*}{Y_n - Y_n^*}} = \frac{0,0566 - 0,0466}{2,3 \lg \frac{0,06275 - 0,0466}{0,06275 - 0,0566}} = 0,0104 \text{ кмоль/кмоль}$$

Значения средней движущей силы существенно меняются в зависимости от структуры потоков на тарелке (степени перемешивания и характера изменения концентраций в фазах).

Пример X.9. По условиям задачи X.8 определить число единиц переноса и коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе. Дано: расход инертного газа $G = 54 \text{ кмоль/ч}$; рабочая площадь тарелки $S_T = 0,4496 \text{ м}^2$.

Решение. Коэффициент массопередачи определяем из соотношения (X.23)

$$K_G = \frac{N_G G}{S_T}$$

Число единиц переноса вычисляем по уравнению (X.21)

$$N_G = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{\Delta Y_{cp}}$$

Значения ΔY_{cp} для различных режимов работы тарелки были найдены в предыдущей задаче, причем числитель $Y_{n-1} - Y_n$ остается постоянным, независимо от принятого режима, и равен

$$Y_{n-1} - Y_n = 0,0695 - 0,06275 = 0,00675 \text{ кмоль/кмоль}$$

Подставив найденные значения в уравнения (X.21) и (X.23), получим:

1) при идеальном перемешивании в обеих фазах

$$N_G = \frac{0,00675}{0,00615} = 1,1$$

$$K_G = \frac{1,1 \cdot 54}{0,4496} = 132 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

2) при идеальном перемешивании в жидкой фазе и линейном изменении концентрации газа

$$N_G = \frac{0,00675}{0,00905} = 0,746$$

$$K_G = \frac{0,746 \cdot 54}{0,4496} = 89,6 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

3) при идеальном перемешивании в газовой фазе и линейном изменении концентрации жидкости

$$N_G = \frac{0,00675}{0,0104} = 0,649$$

$$K_G = \frac{0,649 \cdot 54}{0,4496} = 78 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

При использовании для расчета одних и тех же экспериментальных данных значения числа единиц переноса и коэффициента массопередачи сильно меняются в зависимости от структуры потоков (режима работы тарелки).

Пример X.10. Определить необходимое число колпачковых тарелок в колонне для абсорбции аммиака из отходящих газов на установке синтеза аммиака. Колонна работает при следующем режиме: расход отходящих газов (при нормальных условиях) $V = 1300 \text{ м}^3/\text{ч}$; содержание аммиака в газе $y_1 = 0,065$; начальная температура газа $t_1 = 16^\circ \text{C}$; начальная температура воды $\theta = 16^\circ \text{C}$; среднее давление в колонне $p = 1,095 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$; диаметр колонны $d_K = 0,8 \text{ м}$.

В колонне абсорбируется 94 объемн. % содержащегося в газе аммиака; конечная концентрация аммиака в воде составляет 90 % от равновесной. При расчете следует учесть теплоту растворения аммиака. Коэффициент массопередачи $K_G = 78,2 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \times (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$.

Решение. Составление материального баланса. Конечная концентрация аммиачной воды задана через равновесную концентрацию, поэтому для определения X_2 необходимо построить линию равновесия.

1) Построение линии равновесия. Так как имеющиеся экспериментальные данные для системы аммиак — вода представлены в виде парциальных давлений, проводим соответствующий пересчет, используя уравнение, выведенное из общего уравнения (VIII.1)

$$Y^* = \frac{p^*}{p - p^* - p_n}$$

где p^* — равновесное парциальное давление аммиака, мм рт. ст.; p_n — давление паров воды, мм рт. ст.; p — среднее давление в колонне, мм рт. ст.

Температура в колонне не остается постоянной, поэтому величины p^* и p_n будут принимать различные значения. Пренебрегая теплообменом между фазами и считая, что вся теплота абсорбции затрачивается на подогрев жидкой фазы, можно определить температуру жидкости по следующему уравнению, выведенному из теплового баланса колонны:

$$\theta = \theta_2 + \frac{\Phi}{C_{H_2O}} (X - X_2)$$

где Φ — дифференциальный тепловой эффект абсорбции аммиака, ккал/моль NH_3 ; $C_{H_2O} = 18$ — молярная теплоемкость воды, ккал/(кмоль · град).

Построение линии равновесия проводим следующим образом: принимаем различные значения концентрации X и определяем соответствующие температуры θ ; находим по справочным графикам или таблицам значения величин p^* и p_n и вычисляем равновесные концентрации Y^* . Значения всех параметров, входящих в расчет, а также полученные результаты приведены в табл. X-6. Равновесная линия показана на рис. X-11.

2) Определение рабочих концентраций в колонне и построение рабочей линии: для газовой фазы

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0,065}{1 - 0,065} = 0,0695$$

$$Y_2 = Y_1 (1 - 0,94) = 0,0695 (1 - 0,94) = 0,00417$$

для жидкой фазы

$$X_2 = 0; \quad X_1 = 0,90X^*$$

Рис. X-11. Определение действительного числа тарелок (к примеру X-10).

Согласно рис. X-11, значению $Y_1 = 0,0695$ соответствует на линии равновесия значение $X_1^* = 0,043$, откуда

$$X_1 = 0,90 \cdot 0,043 = 0,0387$$

Следовательно, рабочая линия проходит через точки

$$X_1 = 0,0387; \quad Y_1 = 0,0695; \quad X_2 = 0; \quad Y_2 = 0,00417$$

3) Определение расходов инертного газа и абсорбента

$$G = \frac{V}{22,4} (1 - y_1) = \frac{1300}{22,4} (1 - 0,065) = 54,2 \text{ кмоль/ч}$$

Таблица X-6. К построению линии равновесия для системы аммиак — вода

| $X \cdot 10^2$ | $\Phi, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль } NH_3}$ | $\theta, ^\circ C$ | $p, \text{мм рт. ст.}$ | $p^*, \text{мм рт. ст.}$ | $p_n, \text{мм рт. ст.}$ | $Y^* \cdot 10^2$ |
|----------------|---|--------------------|------------------------|--------------------------|--------------------------|------------------|
| 0 | 8365 | 16,00 | 820 | 0 | 13,6 | 0 |
| 0,6 | 8347 | 18,78 | 820 | 2,8 | 16,3 | 0,35 |
| 1,0 | 8342 | 20,63 | 820 | 5,91 | 18,2 | 0,74 |
| 1,8 | 8335 | 24,33 | 820 | 13,5 | 22,8 | 1,72 |
| 2,2 | 8330 | 26,20 | 820 | 17,5 | 25,6 | 2,25 |
| 2,64 | 8326 | 28,20 | 820 | 21,5 | 28,5 | 2,79 |
| 3,0 | 8321 | 29,80 | 820 | 28,0 | 30,0 | 3,67 |
| 3,5 | 8316 | 32,10 | 820 | 36,0 | 34,0 | 4,80 |
| 4,0 | 8313 | 34,40 | 820 | 45,0 | 39,0 | 6,11 |
| 4,5 | 8300 | 36,70 | 820 | 58,0 | 43,0 | 8,07 |

Расход абсорбента определяем по уравнению (X.2)

$$L = \frac{N_A}{X_1 - X_2}$$

$$N_A = G (Y_1 - Y_2) = 54,2 (0,0695 - 0,00417) = 3,54 \text{ кмоль/ч}$$

$$L = \frac{3,54}{0,0387 - 0} = 91,5 \text{ кмоль/ч}$$

Определение необходимого числа тарелок.

1) Определение рабочей площади тарелки. Площадь, занятую сливным устройством, определяем по формуле

$$S_B = \frac{d_K^2}{8} \left(\frac{3,14 \alpha}{180} - \sin \alpha \right)$$

где α — центральный угол, соответствующий сливному устройству

$$\sin \frac{\alpha}{2} = \frac{b}{d_K}$$

Считая длину сливного устройства $b = 0,6 d_K$, получаем

$$\sin \frac{\alpha}{2} = 0,6; \quad \alpha = 73,8^\circ$$

$$S_B = \frac{0,8^2}{8} \left(\frac{3,14 \cdot 73,8}{180} - \sin 73,8^\circ \right) = 0,0262 \text{ м}^2$$

Таким образом, рабочая площадь тарелки

$$S_T = S_K - 2S_B = \frac{3,14 d_K^2}{4} - 2 \cdot 0,0262 = \frac{3,14 \cdot 0,8^2}{4} - 0,0524 = 0,45 \text{ м}^2$$

2) Определение числа единиц переноса, соответствующего одной тарелке. По уравнению (X.23) получаем

$$N_T = \frac{K_T S_T}{G} = \frac{78,2 \cdot 0,45}{54,2} = 0,649$$

Число единиц переноса одинаково для всех тарелок; это объясняется постоянством коэффициента массопередачи, отнесенного к газовой фазе.

3) Построение кинетической линии. Согласно уравнению (X.28), фигуративные точки кинетической линии определяем из соотношения

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{N_r} = e^{0,649} = 1,8965$$

или

$$\overline{BC} = \frac{\overline{AB}}{1,8965} = 0,5273 \overline{AB}$$

Измеряем значения \overline{AB} при различных X и вычисляем соответствующие значения \overline{BC} ; результаты сводим в табл. X-7. Полученные данные представлены на рис. X-11.

Таблица X-7. К построению кинетической линии

| $X \cdot 10^2$ | $\overline{AB}, \text{мм}$ | $\overline{BC}, \text{мм}$ | $X \cdot 10^2$ | $\overline{AB}, \text{мм}$ | $\overline{BC}, \text{мм}$ |
|----------------|----------------------------|----------------------------|----------------|----------------------------|----------------------------|
| 0 | 8 | 4,2 | 2,5 | 38,5 | 20,3 |
| 0,5 | 20 | 1,05 | 3,0 | 38,6 | 20,4 |
| 1,0 | 28 | 14,8 | 3,5 | 33,0 | 17,4 |
| 1,5 | 33,4 | 17,6 | 3,87 | 25,5 | 13,4 |
| 2,0 | 37,0 | 19,5 | | | |

4) Определение числа тарелок. Вписав ступеньки между рабочей и кинетической линиями, находим, что в колонне должно быть 10 тарелок.

ЗАДАЧИ

Задача X.1. Определить минимальный расход абсорбента при абсорбции аммиака водой в насадочной колонне. Расход инертного газа $G = 120 \text{ кмоль/ч}$; концентрация аммиака в газе: начальная $Y_1 = 0,0309 \text{ кмоль/кмоль}$; конечная $Y_2 = 0,0016 \text{ кмоль/кмоль}$; конечная равновесная концентрация аммиака в жидкости $X_1^* = 0,0318 \text{ кмоль/кмоль}$; начальная концентрация аммиака в жидкости $X_2 = 0,0002 \text{ кмоль/кмоль}$.

Задача X.2. Определить необходимый расход воды для поглощения двуокиси серы из газовой смеси, содержащей 5% SO_2 . Расход газа при нормальных условиях $Q_{\text{об}} = 350 \text{ м}^3/\text{ч}$. Абсорбция происходит при 20°C и атмосферном давлении. В колонне поглощается 90% SO_2 , содержащегося в газе; конечная концентрация SO_2 в воде составляет 90% от равновесной.

Задача X.3. В насадочной колонне происходит абсорбция аммиака водой из воздуха от начальной концентрации $y_1 = 0,05$ до конечной $y_2 = 0,0027$. Расход газа, определенный при нормальных условиях, составляет $Q_{\text{об}} = 10\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальная концентрация аммиака в абсорбенте 0,2%. Расход абсорбента в 1,2 раза больше минимального. Абсорбция происходит при 20°C и атмосферном давлении. Определить расход воды и построить рабочую и равновесную линии в координатах Y, X . Равновесные данные:

| | | | | | | | | |
|-------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|
| X | 0,00212 | 0,0053 | 0,0106 | 0,0159 | 0,0212 | 0,0265 | 0,0318 | 0,037 |
| Y^* | 0,00153 | 0,00425 | 0,0097 | 0,0165 | 0,025 | 0,0360 | 0,0485 | 0,063 |

Задача X.4. По условиям предыдущей задачи определить поверхность насадки, необходимую для обеспечения требуемой очистки, если коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, постоянен и составляет $K_r = 1,75 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$.

Задача X.5. По условиям предыдущей задачи определить требуемую высоту насадки, состоящей из беспорядочно загруженных колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$, если диаметр колонны $d_k = 1,8 \text{ м}$.

Задача X.6. Определить концентрации на поверхности раздела фаз при абсорбции двуокиси серы водой из смеси с воздухом. Колонна работает при следующих условиях: начальная концентрация SO_2 $y_1 = 0,06$; конечная концентрация $y_2 = 0,01$; расход газа $Q = 455 \text{ кг/ч}$; расход абсорбента в 2 раза больше минимального; диаметр колонны $d_k = 740 \text{ мм}$; тип насадки — кольца Рашига $25 \times 25 \times 2 \text{ мм}$. Абсорбция происходит при 30°C и атмосферном давлении. Даны коэффициенты массоотдачи: $k_r = 1,2 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\Delta y)^{-1}$; $k_{ж} = 28,8 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} \cdot (\Delta x)^{-1}$ и равновесные данные:

| | | | | | | | | | |
|------------------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|------|------|------|
| $x \cdot 10^3$ | 0,0565 | 0,141 | 0,281 | 0,422 | 0,564 | 0,844 | 1,41 | 1,97 | 2,8 |
| $y^* \cdot 10^2$ | 0,079 | 0,224 | 0,62 | 1,07 | 1,566 | 2,59 | 4,74 | 6,84 | 10,4 |

Задача X.7. По условиям предыдущей задачи определить высоту насадки, пользуясь коэффициентом массоотдачи в газовой фазе и коэффициентом массопередачи, отнесенным к газовой фазе.

ЛИТЕРАТУРА

- Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966.
Хоблер Т., Массопередача и абсорбция, пер. с польск., Изд. «Химия», 1964.
Sherwood T. K., Pigford R. L., Absorption and extraction, New York, Mc Graw-Hill, 1952.
Morris G. A., Jackson J., Absorption towers, London, Butterworths scient. publ., 1953.
Valentin F. H. H., Absorption in gas — liquid dispersions, London, Spon, 1967.

Глава XI

ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

ПЕРЕГОНКА

В зависимости от того, удаляют ли непрерывно образующиеся в кипятильнике пары или весь образовавшийся пар находится в контакте с остающейся неиспаренной жидкостью, различают соответственно простую перегонку и равновесную, или интегральную, перегонку.

Простая перегонка

Количество и состав продуктов, получаемых при простой перегонке бинарной смеси, определяют из уравнения

$$\ln \frac{L_n}{L_k} = \int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x} \quad (\text{XI. 1})$$

$$y = \frac{L_n x_n - L_k x_k}{D} \quad (\text{XI. 2})$$

где L_n, L_k — начальное и конечное количество жидкости в кипятильнике, *кмоль*; x_n, x_k — начальная и конечная концентрации жидкости в кипятильнике, *мол. доли*; $D = L_n - L_k$ — количество полученного дистиллята, *кмоль*; y — равновесная концентрация полученного дистиллята, *мол. доли*.

Уравнение (XI. 1) решают с помощью графического интегрирования или формулы Симпсона; значения x и y определяют по кривой равновесия соответствующей смеси. Если относительную летучесть компонентов α можно считать постоянной, то подстановка значения y из уравнения (VIII. 14) в уравнение (XI. 1) позволяет вычислить величину интеграла аналитическим путем; при этом получается

$$\lg \frac{L_n}{L_k} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\lg \frac{x_n}{x_k} + \alpha \lg \frac{1 - x_k}{1 - x_n} \right) \quad (\text{XI. 3})$$

Если парциальные давления чистых компонентов неизвестны, но известны их равновесные концентрации (x, y), то относительную летучесть можно определить из соотношения

$$\alpha = \frac{y(1-x)}{x(1-y)} \quad (\text{XI. 4})$$

Для многокомпонентных смесей, подчиняющихся закону Рауля, количества полученных продуктов определяют из соотношений вида

$$\lg \frac{A_k}{A_n} = \alpha_{AB} \lg \frac{B_k}{B_n} \quad (\text{XI. 5})$$

$$\lg \frac{C_k}{C_n} = \alpha_{CB} \lg \frac{B_k}{B_n} \quad (\text{XI. 6})$$

где A, B, C — количества полученных продуктов, *кмоль*; α_{AB}, α_{CB} — относительные летучести по компоненту B (индексы n и k соответствуют начальному и конечному состояниям).

Если изменение концентрации мало влияет на величины относительных летучестей, то для расчетов пользуются их усредненными значениями (между начальной и конечной температурами кипения).

Состав дистиллята определяют из следующего уравнения, действительного для каждого компонента в отдельности

$$\frac{D}{L_n} = \frac{x_n - x_k}{y - x_k} \quad (\text{XI. 7})$$

где L_n — начальное количество смеси, *кмоль*; D — количество полученного дистиллята, *кмоль*; x_n, x_k — начальная и конечная концентрации компонента; y — концентрация рассматриваемого компонента в дистилляте.

Равновесная, или интегральная, перегонка

Мольную степень разделения e определяют по концентрациям полученных продуктов:

$$e = \frac{G}{F} = \frac{x_n - x}{y - x} \quad (\text{XI. 8})$$

где F — расход исходной смеси, *кмоль/ч*; G — расход дистиллята, *кмоль/ч*; x_n — мольная доля легколетучего компонента в исходной смеси; y — мольная доля легколетучего компонента в получаемом паре; x — мольная доля легколетучего компонента в кубовом остатке.

При известной мольной степени разделения по уравнению (XI. 8) можно находить концентрации полученных продуктов при различных значениях переменной x . Величину y определяют из условия равновесия; окончательное решение получают методом подбора. Более простым является графическое решение. На диаграмме равновесия строят прямую, проходящую через точку с координатами (x_n, y_n) и имеющую угловой коэффициент $\left(-\frac{1-e}{e}\right)$. Точка пересечения этой прямой с линией равновесия имеет координаты (x, y), соответствующие равновесным концентрациям жидкой и паровой фаз. Угловой коэффициент прямой определяют из соотношения

$$-\frac{1-e}{e} = -\frac{L}{G} = -\frac{y - y_n}{x_n - x} \quad (\text{XI. 9})$$

где L — количество полученного остатка, *кмоль/ч*.

В случае многокомпонентных смесей уравнения (XI. 8) и (XI. 9) справедливы для каждого компонента в отдельности. Мольную степень разделения определяют из уравнения

$$\sum \frac{x_i}{1 + e(k_i - 1)} = 1 \quad (\text{XI. 9a})$$

где x_i — мольная доля i -го компонента в исходной смеси; k_i — константа равновесия i -го компонента.

Уравнение (XI. 9a) можно использовать и для определения состава остатка, если известна мольная степень разделения.

Для трехкомпонентной смеси мольную степень разделения можно определить по уравнению Трегубова

$$abce^2 + [ab(1 - x_{n,3}) + ac(1 - x_{n,2}) + bc(1 - x_{n,1})]e + (ax_{n,1} + bx_{n,2} + cx_{n,3}) = 0 \quad (\text{XI. 10})$$

где a, b, c — разности $(k_i - 1)$ для каждого компонента; $x_{n,1}, x_{n,2}, x_{n,3}$ — мольные доли компонентов в исходной смеси.

Перегонка с водяным паром

Перегонку с водяным паром можно рассматривать как частный случай простой перегонки. Количество водяного пара, потребное для перегонки жидкости, не смешивающейся с водой, можно определить по уравнению

$$m_{\text{вод}} = m_{\text{пер}} \frac{M_{\text{вод}}}{M_{\text{пер}} \eta} \left(\frac{p}{P_{\text{пер}}} - \eta \right) \quad (\text{XI. 11})$$

где $m_{\text{вод}}$ — количество водяного пара, кг; $m_{\text{пер}}$ — количество перегоняемой жидкости, кг; $M_{\text{вод}}$, $M_{\text{пер}}$ — молекулярные веса воды и перегоняемой жидкости; p — давление перегонки; $P_{\text{пер}}$ — давление паров чистого перегоняемого вещества; $\eta = p_{\text{пер}}/P_{\text{пер}}$ — эффективность испарения (насыщения) в реальных условиях перегонки; $p_{\text{пер}}$ — парциальное давление паров перегоняемой жидкости.

Температура перегонки соответствует давлению перегонки, равному сумме парциальных давлений воды и перегоняемой жидкости

$$p = P_{\text{вод}} + \eta P_{\text{пер}} \quad (\text{XI. 12})$$

где $P_{\text{вод}}$ — давление чистого водяного пара.

РЕКТИФИКАЦИЯ. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Технологический расчет ректификационных колонн непрерывного действия базируется либо на понятии о теоретической ступени разделения (теоретической тарелке), либо на основе коэффициентов массопередачи. Последний метод более точен.

Между расходами и составами исходной смеси и полученных продуктов существуют следующие соотношения

$$F = W + D \quad (\text{XI. 13})$$

$$F x_F = W x_W + D x_D \quad (\text{XI. 14})$$

где F — расход исходной смеси; D — расход дистиллята; W — расход остатка; x — мольная доля легколетучего компонента в жидкости; индексы F , D , W относятся к исходной смеси, дистилляту и кубовому остатку соответственно.

Методы определения числа теоретических тарелок

Эти методы применимы для расчета как тарельчатых, так и насадочных колонн; различие появляется лишь при определении фактического числа тарелок или высоты насадки.

Графические методы определения числа теоретических тарелок. Будут рассмотрены лишь методы Мак-Кэба — Тиле и Джиллиленда, так как применение метода Понсона — Савари ограничено отсутствием данных об энтальпиях различных смесей.

Метод Мак-Кэба — Тиле. Число теоретических тарелок определяется по ступенчатой линии, проведенной между кривой равновесия и рабочими линиями в интервале между концентрациями кубового остатка x_W и дистиллята x_D . Это соответствует построению, проводимому в интервале между точками D и W , начиная от точки D , как показано на рис. XI-1. Число теоретических тарелок равно числу полученных таким образом ступеней; тарелки нумеруются сверху вниз.

Рабочие линии строят по следующим уравнениям: для укрепляющей части

$$y - x_D = \frac{1}{R+1} (x - x_D) \quad (\text{XI. 15})$$

начальная ордината

$$y_0 = \frac{1}{R+1} x_D \quad (\text{XI. 16})$$

и для исчерпывающей части

$$y - x_W = \frac{R+F}{R+1} (x - x_W) \quad (\text{XI. 17})$$

начальная ордината

$$y'_0 = \frac{1-F}{R+1} x_W \quad (\text{XI. 18})$$

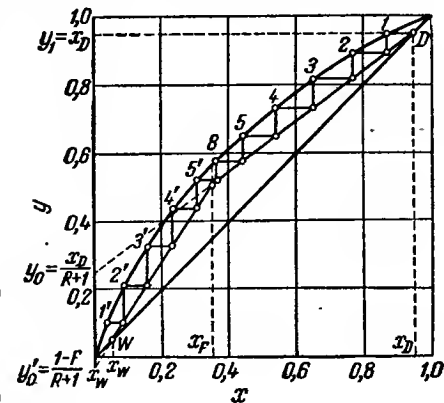


Рис. XI-1. Определение числа теоретических тарелок графическим методом Мак-Кэба — Тиле.

где y , x — мольные доли легколетучего компонента (ЛК) в парах и в жидкости; x_D , x_W — мольные доли ЛК в дистилляте и в остатке; R — флегмовое число (расход флегмы, отнесенный к расходу дистиллята).

Флегмовое число находят по уравнению

$$R = c R_{\text{мин}} \quad (\text{XI. 19})$$

где $R_{\text{мин}}$ — минимальное флегмовое число; c — коэффициент избытка флегмы.

Минимальное флегмовое число определяют из уравнения

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} \quad (\text{XI. 20})$$

где x_F — мольная доля легколетучего компонента в исходной смеси; y_F — его мольная доля в паре, равновесном с исходной смесью.

Минимальное флегмовое число для смесей, относительная летучесть α компонентов которых изменяется мало, можно определить по уравнению Андервуда

$$R_{\text{мин}} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{x_{A,D}}{x_{A,F}} - \alpha \frac{x_{B,D}}{x_{B,F}} \right) \quad (\text{XI. 21})$$

где x_A и x_B — мольные доли легколетучего и труднолетучего компонентов; индексы D и F относятся к дистилляту и исходной смеси.

Если уравнение (XI.21) используется для определения минимального флегмового числа многокомпонентной смеси, α представляет собой относительную летучесть легколетучего ключевого компонента* по сравнению с труднолетучим ключевым компонентом, а x_A и x_B — мольные доли каждого ключевого компонента.

Минимальное число теоретических тарелок, соответствующее бесконечному флегмовому числу ($R = \infty$), определяют графически построением ступенчатой линии между кривой равновесия и рабочими линиями, которые в данном случае совпадают с диагональю диаграммы равновесия.

Метод Джиллиленда. Число теоретических тарелок в зависимости от флегмового числа определяют по диаграмме рис. XI-2, построенной в координатах:

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1}, \quad \frac{S - S_{\min}}{S + 1}.$$

Если в дефлегматоре конденсируются все пары и, соответственно, дефлегматор не оказывает укрепляющего действия, то величины S и S_{\min} составляют $S = N + 1$; $S_{\min} = N_{\min} + 1$.

Если в дефлегматоре конденсируется только часть паров и укрепляющее действие дефлегматора эквивалентно одной теоретической тарелке, то

$$S = N + 2; \quad S_{\min} = N_{\min} + 2$$

где R , R_{\min} — рабочее и минимальное флегмовые числа; N , N_{\min} — число теоретических тарелок при рабочем флегмовом числе и при работе без отбора дистиллята ($R = \infty$).

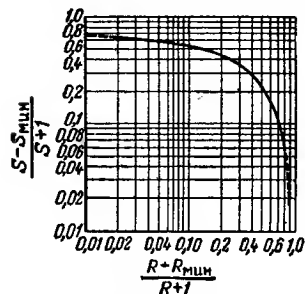


Рис. XI-2. Зависимость между количеством флегмы и числом теоретических тарелок.

Минимальное число теоретических тарелок можно определить аналитически по уравнению Фenske

$$N_{\min} + 1 = \frac{1}{\lg \alpha} \lg \frac{x_{A,D} x_{B,W}}{x_{B,D} x_{A,W}} \quad (\text{XI.22})$$

Если дефлегматор работает с неполной конденсацией паров, то в левой части уравнения (XI.22) следует 1 заменить на 2.

Для многокомпонентных смесей надо руководствоваться указаниями, приведенными выше применительно к уравнению (XI.21).

Аналитические методы определения числа теоретических тарелок. Здесь рассматривается метод Смюкера для смесей, относительную летучесть которых можно считать постоянной, и метод Льюиса.

Метод Смюкера позволяет определить число теоретических тарелок отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей. Этот

* В данном случае разделяемая многокомпонентная смесь, условно рассматривается как бинарная, состоящая из легколетучего (ЛКК) и труднолетучего (ТКК) ключевых компонентов. (Прим. ред.)

метод рекомендуется для тех случаев, когда линия равновесия близка к диагонали, что затрудняет применение графического метода. Для укрепляющей части число теоретических тарелок $N_{ук}$ выражается уравнением

$$N_{ук} = \frac{1}{\lg \frac{\alpha}{mc^2}} \cdot \lg \frac{\left[1 - \frac{mc(\alpha - 1)(x_F - k)}{\alpha - mc^2}\right](x_D - k)}{\left[1 - \frac{mc(\alpha - 1)(x_D - k)}{\alpha - mc^2}\right](x_F - k)} \quad (\text{XI.23})$$

где α — относительная летучесть компонентов для укрепляющей части колонны; $m = \frac{R}{R+1}$ — наклон рабочей линии укрепляющей части колонны; k — корень уравнения второй степени ($0 < k < 1$).

$$m(\alpha - 1)k^2 + [y_0(\alpha - 1) + m - \alpha]k + y_0 = 0 \quad (\text{XI.24})$$

$y_0 = \frac{x_D}{R+1}$ — ордината точки пересечения рабочей линии укрепляющей части с осью ординат; c — параметр, определяемый по уравнению

$$c = 1 + (\alpha - 1)k \quad (\text{XI.25})$$

Число теоретических тарелок для исчерпывающей части также определяют по уравнению (XI.23), но вместо x_D и x_F берут x_F и x_W соответственно, используют относительную летучесть, угловой коэффициент m и начальную ординату y_0 для исчерпывающей части колонны, а за k принимают отрицательный корень уравнения (XI.24).

Дифференциальный метод Льюиса рекомендуется в основном для насадочных колонн, так как в его основе лежит допущение о непрерывном изменении концентраций фаз. Число теоретических тарелок определяется следующими уравнениями:

для укрепляющей части колонны

$$N_{ук} = \int_{x_F}^{x_D} \frac{dx}{(y-x) - \frac{1}{R}(x_D - y)} \quad (\text{XI.26})$$

для исчерпывающей части колонны

$$N_{исч} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{(y-x) + \frac{W}{R+F}(x_W - y)} \quad (\text{XI.27})$$

Применять метод Льюиса для тарельчатых колонн и смесей с высокой относительной летучестью компонентов не рекомендуется.

Расчет многокомпонентных смесей методом «от тарелки к тарелке» заключается в определении числа теоретических тарелок путем последовательного определения равновесной и рабочей концентрации.

Для исчерпывающей части колонны:
равновесная концентрация

$$y_i = \frac{a_i x_i}{\sum a_i x_i} \quad (\text{XI. 28})$$

рабочая концентрация

$$x_i = \frac{R+1}{R+F} y_i + \frac{F-1}{R+F} x_{w,i} \quad (\text{XI. 29})$$

Для укрепляющей части колонны:
равновесная концентрация

$$x_i = \frac{\frac{y_i}{a_i}}{\sum \frac{y_i}{a_i}} \quad (\text{XI. 30})$$

рабочая концентрация

$$y_i = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{1}{R+1} x_{D,i} \quad (\text{XI. 31})$$

Все изложенные выше методы применимы также для многокомпонентных смесей, если расчет вести по ключевым компонентам.

Определение действительного числа тарелок. Если известно число теоретических тарелок N_T , то число действительных тарелок N_d определяют из соотношения

$$N_d = \frac{N_T}{\eta} \quad (\text{XI. 32})$$

где η — общий коэффициент полезного действия тарелок, или эффективности колонны.

Средний к. п. д. тарелки, выраженный в процентах, ориентировочно определяют по уравнению *

$$\eta = 17 - 61,6 \lg \sum x_i \mu_i \quad (\text{XI. 33})$$

где x_i — мольная доля i -го компонента в исходной смеси; μ_i — вязкость i -го компонента в жидкой фазе при средней температуре в колонне, сПз .

Определение оптимального расхода флегмы. Простой и достаточно точный метод, предложенный Плановским, основан на наличии пропорциональности между высотой колонны и числом единиц переноса N_R , с одной стороны, и между поперечным сечением колонны и расходом пара, определяемым величиной $R+1$, с другой стороны; отсюда вытекает пропорциональная зависимость между объемом колонны и произведением $N_R(R+1)$. Величину оптимального флегмового числа получают, построив график функции

$$N_R (R+1) = f(R) \quad (\text{XI. 34})$$

* Уравнение является весьма приближенным, так как не отражает влияния гидродинамических условий на эффективность тарелок. (Прим. ред.)

Число единиц переноса N_R определяют при различных значениях флегмового числа $R > R_{\text{мин}}$, а оптимальное флегмовое число соответствует минимуму полученной таким путем кривой. Число единиц переноса находят по величине интеграла

$$N_R = \int_{x_w}^{x_D} \frac{dx}{(x-x^*)} \quad (\text{XI. 35})$$

Расчет ректификационных колонн на основе коэффициентов массопередачи

Уравнения, рекомендуемые для расчета абсорбционных колонн, справедливы для ректификационных колонн, если внести некоторые изменения: концентрацию выразить в мольных долях, расходы G и L вместо инертного газа и абсорбента соответственно отнести к общему расходу пара и жидкости в колонне. Рекомендуется также пользоваться коэффициентами массопередачи, отнесенными к паровой фазе, так как в этом случае расчетные уравнения для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны идентичны.

Насадочные колонны. Поверхность насадки определяют из уравнения (X. 11), переписанного для ректификации

$$F = G \int_{y_w}^{y_D} \frac{dy}{K_r (y^* - y)} \quad (\text{XI. 36})$$

где G — расход пара, кмоль/ч ; K_r — коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе, $\text{кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta y)^{-1}$.

Тарельчатые колонны. На основе метода определения действительного числа тарелок, изложенного в гл. X (см. рис. X-1, X-2), можно для n -ой тарелки ректификационной колонны переписать уравнения (X. 25) — (X. 29) в виде

$$N_r = \ln \frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} \quad (\text{XI. 37})$$

$$e^{N_r} = \frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} = \frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} \quad (\text{XI. 38})$$

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{\frac{K_r S_T}{G}} \quad (\text{XI. 39})$$

где S_T — площадь тарелки, к которой отнесена величина K_r , м^2 .

Тепловой баланс ректификационной колонны. Количество водяного пара G_H (кг/кмоль), необходимого для получения одного

кмоль дистиллята, определяется по уравнению:

$$G_{\Pi} = (R + 1) \frac{r_D}{r_{\Pi}} \quad (\text{XI. 40})$$

где r_D — теплота парообразования дистиллята, ккал/моль [кдж/кмоль]; r_{Π} — теплота парообразования водяного пара, ккал/кг [кдж/кг].

Количество охлаждающей воды a_v (кг/кмоль), необходимой для конденсации одного кмоль дистиллята, определяют из уравнения

$$a_v = G_{\Pi} \frac{r_{\Pi}}{c_{\text{ср}} (t_k - t_n)} \quad (\text{XI. 41})$$

где $c_{\text{ср}}$ — средняя удельная теплоемкость охлаждающей воды, ккал/(кг·град) [кдж/(кг·град)]; t_n, t_k — начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °C.

Объемный расход пара в колонне. Если производительность колонны по дистилляту равна D' кг/ч, то объемный расход пара $Q_{\text{об}}$ (м³/сек) составляет

$$Q_{\text{об}} = \frac{22,4}{3600} \cdot \frac{D'}{M} (R + 1) \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{760}{p} \quad (\text{XI. 42})$$

где t — средняя температура в колонне, град; R — флегмовое число; p — среднее давление в колонне, мм рт. ст.; M — средняя масса 1 кмоль дистиллята, кг/кмоль.

ПРИМЕРЫ

Пример XI.1. 100 кмоль смеси бензол — толуол, содержащей 70 мол. % бензола, подвергают простой перегонке и получают 92,13 кмоль дистиллята. Определить конечный состав кубового остатка и дистиллята. Равновесные данные для рабочей смеси:

| | | | | | | |
|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $t, ^\circ\text{C}$ | 110 | 105 | 100 | 95 | 90 | 85 |
| x | 0,013 | 0,125 | 0,263 | 0,405 | 0,582 | 0,779 |
| y | 0,030 | 0,251 | 0,462 | 0,623 | 0,775 | 0,898 |

Решение. Определяем относительную летучесть по уравнению (XI.4)

$$\alpha = \frac{y(1-x)}{x(1-y)}$$

При $x = 0,013$

$$\alpha = \frac{0,030(1-0,013)}{0,013(1-0,030)} = 2,34$$

При остальных значениях соответственно имеем:

| | | | | | | |
|----------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| x | 0,013 | 0,125 | 0,263 | 0,405 | 0,582 | 0,779 |
| y | 0,030 | 0,251 | 0,462 | 0,623 | 0,775 | 0,898 |
| α | 2,34 | 2,35 | 2,41 | 2,43 | 2,47 | 2,49 |

Поскольку относительная летучесть изменяется мало, можно пользоваться ее средней величиной $\alpha = 2,45$. Следовательно, для определения концентрации

кубового остатка можно воспользоваться уравнением (XI.3)

$$\lg \frac{L_{\Pi}}{L_K} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\lg \frac{x_{\Pi}}{x_K} + \alpha \lg \frac{1-x_{\Pi}}{1-x_K} \right)$$

$$\lg \frac{100}{100-92,13} = \frac{1}{2,45-1} \left(\lg \frac{0,70}{x_K} + 2,45 \lg \frac{1-x_K}{1-0,7} \right)$$

$$1,104 = \frac{1}{1,45} \left(\lg \frac{0,70}{x_K} + 2,45 \lg \frac{1-x_K}{0,3} \right)$$

Полученное уравнение решаем методом подбора. После нескольких предварительных проб принимаем $x_K = 0,20$

$$\frac{1}{1,45} \left(\lg \frac{0,70}{0,20} + 2,45 \lg \frac{0,8}{0,3} \right) = \frac{1}{1,45} (0,544 + 2,45 \cdot 0,426) = 1,101$$

Так как правый член уравнения очень мало отличается от левого, $x_K = 0,20$ представляет собой искомое значение.

Найденное значение x_K можно проверить с помощью уравнения (XI.1).

$$\ln \frac{L_{\Pi}}{L_K} = \int_{x_K}^{x_{\Pi}} \frac{dx}{y-x}$$

Если концентрация остатка определена правильно, то значение интеграла в пределах от $x_{\Pi} = 0,7$ до $x_K = 0,2$ должно быть равно

$$\ln \frac{L_{\Pi}}{L_K} = 2,3 \cdot 1,102 = 2,54$$

Интегрирование проведено с помощью формулы Симпсона по уравнению (1.48). Для вычисления разностей $y-x$ построим сначала линию равновесия разгоняемой смеси (рис. XI-3).

Для вычисления интеграла разбиваем интервал интегрирования на два отрезка ($n = 2$); при этом для x имеются следующие промежуточные значения: $x_K = 0,20$; $x_{1/2} = 0,325$; $x_1 = 0,45$; $x_{3/2} = 0,575$; $x_{\Pi} = 0,7$.

По диаграмме равновесия определяем соответствующие значения y и вычисляем значения $1/(y-x)$. Вычисленные значения этой величины приведены в табл. XI-1.

В соответствии с формулой Симпсона имеем

$$\int_{0,20}^{0,7} \frac{dx}{y-x} = \frac{0,7-0,20}{6 \cdot 2} [(5,78 + 6,54) + 2 \cdot 4,58 + 4(4,7 + 5,13)] = \frac{0,5}{12} 60,8 = 2,53$$

Полученная величина практически равна значению $\ln \frac{L_{\Pi}}{L_K} = 2,54$, вычисленному по формуле (XI.3), следовательно, концентрация остатка $x_K = 0,20$ найдена верно.

Таблица XI-1. К определению концентрации остатка

| x | y | $y-x$ | $\frac{1}{y-x}$ | x | y | $y-x$ | $\frac{1}{y-x}$ |
|-------|-------|-------|-----------------|-------|-------|-------|-----------------|
| 0,20 | 0,373 | 0,173 | 5,78 | 0,575 | 0,770 | 0,195 | 5,13 |
| 0,325 | 0,538 | 0,213 | 4,7 | 0,70 | 0,853 | 0,153 | 6,54 |
| 0,450 | 0,668 | 0,218 | 4,58 | | | | |

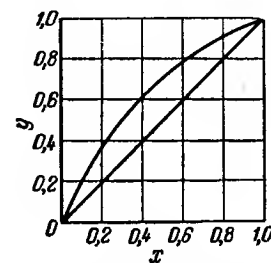


Рис. XI-3. Диаграмма равновесия для смеси бензол — толуол.

Концентрацию дистиллята определяем по уравнению (XI.2)

$$y = \frac{L_n x_n - L_k x_k}{D} = \frac{100 \cdot 0,7 - 7,87 \cdot 0,2}{92,13} = \frac{68,43}{92,13} = 0,7427$$

Пример XI.2. 100 кмоль смеси, содержащей 10,8 мол. % пропана (А), 67,4 мол. % бутана (В) и 21,8 мол. % пентана (С), подвергают простой перегонке при давлении 760 мм рт. ст., пока не испарится половина содержащегося в смеси бутана. Определить составы дистиллята (пары) и остатка. Относительные летучести по бутану: $\alpha_{AB} = 4,55$; $\alpha_{BV} = 1$; $\alpha_{CV} = 0,2325$.

Решение.

Определение состава остатка. Так как количество бутана в остатке известно, количества остальных компонентов определяем по уравнениям (XI.5) и (XI.6): для пропана

$$\lg \frac{A_k}{A_n} = \alpha_{AB} \lg \frac{B_k}{B_n}$$

$$\lg \frac{A_k}{10,8} = 4,55 \lg \frac{1}{2}$$

$$\lg A_k = 4,55 \lg 0,5 + \lg 10,8$$

$$A_k = 0,462 \text{ кмоль}$$

для пентана

$$\lg \frac{C_k}{C_n} = \alpha_{CB} \lg \frac{B_k}{B_n}$$

$$\lg \frac{C_k}{21,8} = 0,2325 \lg \frac{1}{2}$$

$$\lg C_k = 0,2325 \lg 0,5 + \lg 21,8$$

$$C_k = 18,55 \text{ кмоль}$$

для бутана, согласно условию

$$B_k = \frac{B_n}{2} = \frac{67,4}{2} = 33,70 \text{ кмоль}$$

количество полученного остатка составляет

$$L_k = A_k + B_k + C_k = 0,462 + 33,70 + 18,55 = 52,712 \text{ кмоль}$$

Определение состава полученного дистиллята (пары). Покомпонентный состав паров находят по уравнению (XI.7)

$$\frac{D}{L_n} = \frac{x_n - x_k}{y - x_k}$$

Начальные концентрации x_n известны, конечные концентрации x_k определяем из выражения

$$x_k = \frac{A_k}{L_k}$$

Для пропана

$$x_k = \frac{0,462}{52,712} = 0,00876$$

Подставив значение x_k в выражение (XI.7), получим

$$\frac{100 - 52,712}{52,712} = \frac{0,108 - 0,00876}{y_A - 0,00876}$$

откуда

$$y_A = \frac{0,108 - 0,00876}{0,897} + 0,00876 = 0,119$$

Аналогичным образом определяем содержание остальных компонентов. Результаты расчета приведены в табл. XI-2.

Таблица XI-2. К определению состава пара при простой перегонке

| Компонент смеси | Начальное количество, кмоль | Начальная концентрация x_n | Конечное количество, кмоль | Конечная концентрация | |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------|-----------------------|------------|
| | | | | жидкости x_k | пара y_k |
| Пропан (А) . . | 10,8 | 0,108 | 0,462 | 0,00876 | 0,119 |
| Бутан (В) . . | 67,4 | 0,674 | 33,700 | 0,639 | 0,670 |
| Пентан (С) . . | 21,8 | 0,218 | 18,550 | 0,352 | 0,203 |
| Итого . . . | 100,0 | 1,000 | 52,712 | 0,99976 | 0,9916 |

Пример XI.3. Эквимольную смесь бензола и толуола подвергают интегральной перегонке при давлении 760 мм рт. ст. с целью отгонки 40 молн. % исходной смеси. Определить равновесный состав дистиллята (пары) и остатка и температуру перегонки. Равновесные данные приведены в примере XI. 1.

Решение.

Построение диаграммы равновесия и кривой температуры кипения $t = f(x)$. По данным примера XI. 1 строим график, приведенный на рис. XI-4. На диагональ наносим точку А с координатами (0,500; 0,500), соответствующиминачальному составу смеси, подвергаемой перегонке.

Определение состава полученных продуктов. Мольная степень разделения по условиям задачи равна

$$e = \frac{G}{F} = 0,4$$

Угловой коэффициент прямой, пересекающей кривую равновесия, определяем по уравнению (XI.9)

$$m = -\frac{1-e}{e} = -\frac{1-0,4}{0,4} = -1,5$$

Эта прямая проходит через точку А (0,5; 0,5). Вторую точку прямой находим из соотношения

$$m = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

Из условий $x_1 = 0,5$; $y_1 = 0,5$ и $y_2 = 0$ получаем

$$x_2 = 0,833$$

Следовательно, прямая проходит через точки А (0,5; 0,5) и С (0; 0,833).

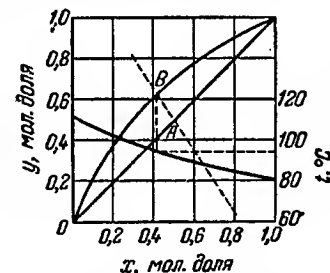


Рис. XI-4. Определение концентраций при интегральной перегонке (к примеру XI-3).

Построив прямую по этим точкам (пунктир на рис. XI.4), находим, что она пересекает линию равновесия в точке *B* с координатами

$$x = 0,411; \quad y = 0,633$$

Это и есть равновесные составы полученных продуктов. Вычисленные концентрации проверяем с помощью уравнения (XI.8)

$$e = \frac{x_{\text{н}} - x}{y - x}$$

Подставляем вычисленные значения в это выражение, получим

$$\frac{0,5 - 0,411}{0,633 - 0,411} = \frac{0,089}{0,222} = 0,4$$

т. е. заданную мольную степень разделения.

По рис. XI-4 определяем также температуру перегонки

$$t = 94,5^\circ \text{C}$$

Пример XI.4. Смесь, содержащую 15 мольн. % пропана, 65 мольн. % бутана и 20 мольн. % пентана, подвергают равновесной перегонке при температуре $t = 5^\circ \text{C}$ и давлении 600 мм рт. ст. Определить мольную степень разделения и состав жидкой и паровой фаз. Константы равновесия $k_1 = 6,34$; $k_2 = 1,37$; $k_3 = 0,32$.

Решение.

Определение мольной степени разделения. Воспользуемся уравнением Трегубова

$$abc e^2 + [ab(1 - x_{\text{н},3}) + ac(1 - x_{\text{н},2}) + bc(1 - x_{\text{н},1})]e + ax_{\text{н},1} + bx_{\text{н},2} + cx_{\text{н},3} = 0$$

Определяем величины *a*, *b* и *c* и их произведения по известным значениям констант равновесия

$$a = k_1 - 1 = 6,34 - 1 = 5,34; \quad b = k_2 - 1 = 1,37 - 1 = 0,37;$$

$$c = k_3 - 1 = 0,32 - 1 = -0,68; \quad abc = 5,34 \cdot 0,37 (-0,68) = -1,3435;$$

$$ab = 5,34 \cdot 0,37 = 1,976; \quad ac = 5,34 (-0,68) = -3,631;$$

$$bc = 0,37 (-0,68) = -0,2516$$

Находим остальные два коэффициента уравнения

$$ab(1 - x_{\text{н},3}) + a \cdot c(1 - x_{\text{н},2}) + b \cdot c(1 - x_{\text{н},1}) =$$

$$= 1,976(1 - 0,2) - 3,631(1 - 0,65) - 0,2516(1 - 0,15) = 0,096$$

$$ax_{\text{н},1} + bx_{\text{н},2} + cx_{\text{н},3} = 5,34 \cdot 0,15 + 0,37 \cdot 0,65 - 0,68 \cdot 0,20 = 0,905$$

Запишем уравнение в окончательном виде

$$-1,3435e^2 + 0,096e + 0,905 = 0$$

При его решении получаем

$$e = \frac{0,096 + \sqrt{0,096^2 + 4,86}}{2,687} = 0,858$$

Определение состава полученных продуктов. 1) Состав жидкой фазы определяем по уравнению (XI.9), переписанному в виде

$$x_{\text{к}} = \frac{x_{\text{н}}}{1 - e(k_i - 1)}$$

Подставив значения $x_{i,\text{н}}$ и k_i , соответствующие каждому компоненту получим конечную концентрацию компонентов в жидкости

$$x_{1,\text{к}} = \frac{0,15}{1 + 0,858(6,34 - 1)} = 0,0269$$

$$x_{2,\text{к}} = \frac{0,65}{1 + 0,858(1,37 - 1)} = 0,493$$

$$x_{3,\text{к}} = \frac{0,20}{1 + 0,858(0,32 - 1)} = 0,48$$

2) Состав пара определяем из соотношения

$$y = kx_{\text{к}}$$

Подставив в него числовые значения, получим

$$y_1 = k_1 x_{1,\text{к}} = 6,34 \cdot 0,0269 = 0,171$$

$$y_2 = k_2 x_{2,\text{к}} = 1,37 \cdot 0,493 = 0,675$$

$$y_3 = k_3 x_{3,\text{к}} = 0,32 \cdot 0,48 = 0,154$$

Результаты расчетов сведены в табл. XI-3.

Таблица XI-3. Составы жидкой и паровой фаз, полученных при равновесной перегонке

| Компонент смеси | Начальная концентрация жидкости $x_{\text{н}}$ | Конечная концентрация | |
|----------------------|--|-------------------------|----------|
| | | жидкости $x_{\text{к}}$ | пара y |
| Пропан (1) | 0,15 | 0,0269 | 0,171 |
| Бутан (2) | 0,65 | 0,493 | 0,675 |
| Пентан (3) | 0,20 | 0,48 | 0,154 |
| Итого | 1,00 | 0,9999 | 1,000 |

Пример XI.5. Смесь, содержащую 10 моль изобутана, 10 моль *n*-пентана, 16 моль изопентана, 47 моль *n*-гексана и 17 моль *n*-гептана, подвергают равновесной перегонке при давлении 10 ат и температуре 160°C . Определить состав полученных продуктов, если константы равновесия равны $k_1 = 3,6$; $k_2 = 1,79$; $k_3 = 1,6$; $k_4 = 0,95$; $k_5 = 0,6$.

Решение. **Определение состава жидкой фазы.** Мольную степень разделения находим методом подбора из условия, заданного уравнением (XI.9)

$$\sum \frac{x_{i,\text{н}}}{1 - e(k_i - 1)} = 1$$

После нескольких проб получаем значение мольной степени разделения $e = 0,93$. Состав полученной жидкости, соответствующей указанному значению степени разделения, определяем по уравнению (XI.9), переписанному в виде

$$x_{i,\text{к}} = \frac{x_{i,\text{н}}}{1 + e(k_i - 1)}$$

Так, для изобутана

$$x_{1,k} = \frac{0,1}{1 + 0,93(3,6 - 1)} = 0,0293$$

Аналогичным образом определяем мольные доли остальных компонентов, значения которых сведены в табл. XI-4.

Таблица XI-4. Составы жидкой и паровой фаз, полученных при равновесной перегонке многокомпонентной смеси

| Компонент | Начальная концентрация жидкости x_n | Конечная концентрация | |
|-------------------------|---------------------------------------|-----------------------|----------|
| | | жидкости x_k | пара y |
| Изобутан (1) | 0,100 | 0,0293 | 0,1055 |
| n-Пентан (2) | 0,100 | 0,0576 | 0,1031 |
| Изопентан (3) | 0,160 | 0,1027 | 0,1643 |
| n-Гексан (4) | 0,470 | 0,4929 | 0,4683 |
| n-Гептан (5) | 0,170 | 0,2707 | 0,1624 |
| Итого | 1,000 | 0,9532 | 1,0035 |

Определение состава паровой фазы. Концентрацию каждого компонента в паре определяем из выражения

$$y = kx_k$$

Например, для изобутана

$$y_1 = k_1 x_{1,k} = 3,6 \cdot 0,0293 = 0,1055$$

и т. д.

Покомпонентный состав паровой фазы также приведен в табл. XI-4.

Пример XI.6. 3000 кг неочищенного скипидара, содержащего 8% воды, подвергают перегонке с водяным паром при давлении 760 мм рт. ст. Для перегонки применяют насыщенный пар давлением $p = 1,725 \text{ кгс/см}^2$. Определить общий расход пара.

Начальная температура смеси $t = 25^\circ \text{C}$; теплота парообразования скипидара $r = 71,5 \text{ ккал/кг}$; удельная теплоемкость скипидара $c = 0,59 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$; молекулярный вес скипидара $M_{ск} = 140$; эффективность насыщения $\eta = 0,85$.

Таблица XI-5. Давление перегонки с водяным паром смеси скипидара и воды при различных температурах

| | $t, ^\circ \text{C}$ | | | | | | |
|-------------------------------------|----------------------|-----|-----|-----|-----|------|------|
| | 80 | 85 | 90 | 95 | 100 | 105 | 110 |
| $P_{вод}, \text{ мм рт. ст.}$. . . | 354 | 435 | 525 | 635 | 760 | 905 | 1075 |
| $P_{ск}, \text{ мм рт. ст.}$. . . | 65 | 82 | 100 | 125 | 145 | 170 | 192 |
| $\eta P_{ск}$ | 55 | 70 | 85 | 106 | 123 | 145 | 163 |
| $p, \text{ мм рт. ст.}$ | 409 | 505 | 610 | 741 | 883 | 1050 | 1238 |

Решение.

Определение температуры перегонки. Вычисляем значения суммы, стоящей в правой части уравнения (XI.12)

$$p = P_{вод} + \eta P_{ск} = P_{вод} + 0,85 P_{ск}$$

где $P_{ск}$ — давление паров чистой перегоняемой жидкости (скипидара). Вычисленные значения при различных температурах приведены в табл. XI-5.

На рис. XI-5 приведена зависимость полученных величин, а также парциальных давлений обоих компонентов (воды и скипидара) от температуры. По этому графику находим величину температуры перегонки $t_p = 95,5^\circ \text{C}$ и значения парциальных давлений компонентов при этой температуре:

$$P_{вод} = P_{вод} = 640 \text{ мм рт. ст.};$$

$$P_{ск} = 0,85 P_{ск} = 108 \text{ мм рт. ст.};$$

$$P_{ск} = 127 \text{ мм рт. ст.}$$

Определение общего расхода пара. Пар расходуется на перегонку, нагревание смеси до температуры перегонки и испарение скипидара:

1) определение расхода пара на перегонку. Пользуясь уравнением (XI.11), получаем

$$m_{вод} = m_{ск} \frac{M_{вод}}{M_{ск} \eta} \left(\frac{p}{P_{ск}} - \eta \right) = 3000 \cdot 0,92 \frac{18}{140 \cdot 0,85} \left(\frac{760}{127} - 0,85 \right) = 2150 \text{ кг}$$

2) определение количества пара, необходимого для нагревания и испарения смеси.

Количество тепла, необходимого для нагревания смеси от начальной температуры до температуры перегонки, составит

$$q_{нагр} = 3000 (0,92 \cdot 0,59 + 0,08 \cdot 1) (95,5 - 25) = 132 000 \text{ ккал}$$

Количество тепла, расходуемого на испарение скипидара

$$q_{исп} = 3000 \cdot 0,92 \cdot 71,5 = 197 000 \text{ ккал}$$

Общее количество тепла, затрачиваемого на нагревание и испарение

$$q_{нагр+исп} = 132 000 + 197 000 = 329 000 \text{ ккал}$$

Часть необходимого тепла вносится паром, служащим для перегонки, при понижении его давления от 1270 мм рт. ст. ($1,725 \text{ кгс/см}^2$) до 640 мм рт. ст. ($0,87 \text{ кгс/см}^2$) и охлаждения со 110 до $95,5^\circ \text{C}$; при этом энтальпия пара снижается от 643,3 до 637,6 ккал/кг. Соответствующее количество тепла составляет

$$q_{изб} = m_{вод} (i_1'' - i_2'') = 2150 (643,3 - 637,6) = 12 300 \text{ ккал}$$

Следовательно, для нагревания и испарения требуется подвести

$$329 000 - 12 300 = 316 700 \text{ ккал}$$

При этом сконденсируется и останется в аппарате следующее количество пара:

$$m_{конд} = \frac{316 700}{643,3 - 95,5} = 580 \text{ кг}$$

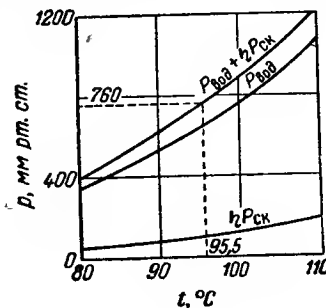


Рис. XI-5. Определение температуры кипения бинарной системы из несмешивающихся компонентов вода — скипидар.

Отсюда общая потребность в паре

$$m = m_{\text{вод}} + m_{\text{конд}} = 2150 + 580 = 2730 \text{ кг}$$

и удельный расход пара составляет

$$m_{\text{уд}} = \frac{m}{m_{\text{ск}}} = \frac{2730}{3000 \cdot 0,92} = 0,99 \text{ кг пара/кг скипидара}$$

Пример XI.7. В тарельчатой ректификационной колонне непрерывного действия производительностью 1000 кмоль/ч исходной смеси, содержащей 40 мол. % метилового спирта и 60 мольн. % этилового спирта, надо получить дистиллят, содержащий 95 мольн. % метилового спирта, и остаток, содержащий 96,66 мольн. % этилового спирта. Колонна работает при атмосферном давлении. Определить минимальное число теоретических тарелок, число теоретических тарелок при флегмовом числе $R = 1,5 R_{\text{мин}}$ и действительное число тарелок.

Равновесные концентрации приведены в табл. XI-6.

Таблица XI-6. Зависимость относительных летучестей компонентов смеси метанол — этанол от температуры

| | Температура, °C | | | | | | | | | | | | |
|---|-----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|------|--|
| | 78,3 | 77,2 | 76,5 | 75 | 73,6 | 72,2 | 70,8 | 69,4 | 68,2 | 66,9 | 65,9 | 64,9 | |
| Мольная доля в жидкости x | 0 | 0,05 | 0,10 | 0,20 | 0,30 | 0,40 | 0,50 | 0,60 | 0,70 | 0,80 | 0,90 | 1 | |
| Мольная доля в паре y | 0 | 0,074 | 0,143 | 0,271 | 0,396 | 0,515 | 0,626 | 0,723 | 0,798 | 0,866 | 0,932 | 1 | |
| $1-x$ | — | 0,95 | 0,90 | 0,80 | 0,70 | 0,60 | 0,50 | 0,40 | 0,30 | 0,20 | 0,10 | — | |
| $1-y$ | — | 0,926 | 0,857 | 0,729 | 0,604 | 0,485 | 0,374 | 0,277 | 0,202 | 0,134 | 0,068 | — | |
| Относительная летучесть α | — | 1,52 | 1,50 | 1,49 | 1,53 | 1,59 | 1,67 | 1,74 | 1,69 | 1,62 | 1,52 | — | |
| Средние отно- сительные летучести по зонам | | | | 1,53 | | | | | | 1,64 | | | |
| по колонне в целом | | | | | 1,59 | | | | | | | | |

Решение.

Составление материального баланса колонны. Воспользуемся уравнениями (XI.13) и (XI.14):

$$F = W + D$$

$$F x_F = W x_W + D x_D$$

Согласно условиям задачи, $F = 1000 \text{ кмоль/ч}$; $x_F = 0,40$;

$$x_D = 0,95; \quad x_W = 1 - 0,9666 = 0,0334$$

Подставляем эти значения в предыдущие выражения

$$1000 = W + D$$

$$1000 \cdot 0,40 = 0,0334W + 0,95D$$

Получаем $W = 600 \text{ кмоль/ч}$ и $D = 400 \text{ кмоль/ч}$, или на 1 кмоль дистиллята

$$F = \frac{1000}{400} = 2,5; \quad W = \frac{600}{400} = 1,5$$

Определение относительной летучести. По уравнению (XI.4)

$$\alpha = \frac{y(1-x)}{x(1-y)}$$

Вычисленные значения α приведены в табл. XI-6; в этой же таблице даны средние значения относительной летучести для исчерпывающей части, укрепляющей части и для всей колонны. В данном случае использование средних значений α вполне правомерно, так как изменения относительной летучести невелики.

Определение минимального числа тарелок:

1) Методом Мак-Кэба—Тиле. Строим кривую равновесия (рис. XI-6) и проводим диагональ диаграммы, которая представляет собой рабочую линию при бесконечном флегмовом числе; строим ступенчатую линию, начиная от точки D , пока не перейдем за точку W . При этом получаем $N_{\text{мин}} = 13,30$ теоретических тарелок.

2) Методом Фенске. Воспользуемся уравнением (XI.22)

$$N_{\text{мин}} + 1 = \frac{1}{\lg \alpha} \lg \frac{x_D(1-x_W)}{x_W(1-x_D)}$$

Подстановка числовых значений дает

$$N_{\text{мин}} + 1 = \frac{1}{\lg 1,59} \lg \frac{0,95(1-0,0334)}{0,0334(1-0,95)} = 13,93$$

откуда минимальное число тарелок равно

$$N_{\text{мин}} = 13,93 - 1 = 12,93$$

Определение числа теоретических тарелок при флегмовом числе $R = 1,5 R_{\text{мин}}$.

1) Методом Мак-Кэба—Тиле. Сначала определяем минимальное флегмовое число по уравнению (XI.20) или (XI.21). Из уравнения (XI.20) получаем

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0,95 - 0,515}{0,515 - 0,40} = 3,78$$

а из уравнения (XI.21)

$$R_{\text{мин}} = \frac{1}{1,59 - 1} - \left(\frac{0,95}{0,40} - 1,59 \frac{0,05}{0,60} \right) = 3,80$$

т. е. практически одинаковые величины. Рабочее флегмовое число в колонне составит

$$R = 1,50 R_{\text{мин}} = 1,50 \cdot 3,8 = 5,70$$

Определяем начальную ординату рабочей линии укрепляющей части по уравнению (XI.16)

$$y_0 = \frac{1}{R+1} \cdot x_D = \frac{1}{5,70+1} \cdot 0,95 = 0,142$$

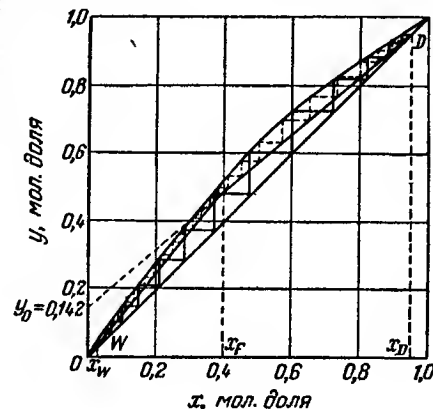


Рис. XI-6. Графическое определение числа теоретических тарелок по методу Мак-Кэба—Тиле (к примеру XI-7).

Строим рабочую линию укрепляющей части (см. рис. XI.6), которая проходит через точки $D (0,95; 0,95)$ и $A (0,142; 0)$; рабочую линию исчерпывающей части находим, воспользовавшись тем, что она пересекается с рабочей линией укрепляющей части в точке с абсциссой x_F . Построив ступенчатую линию между рабочими линиями и линией равновесия, получим число теоретических тарелок $N = 24,9$; из них 10,3 относятся к укрепляющей, а 14,6 — к исчерпывающей части. Исходную смесь следует подавать на одиннадцатую тарелку.

2) Методом Джиллиленда. Вычисляем точку на абсциссе диаграммы, изображенной на рис. XI.2

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{5,7 - 3,8}{5,7 + 1} = 0,284$$

Из рис. XI-2 получаем значение ординаты

$$\frac{S - S_{\min}}{S + 1} = 0,40$$

Значение S_{\min} уже определено выше по уравнению (XI.22)

$$S_{\min} = N_{\min} + 1 = 13,93$$

Подставив эту величину в предыдущее выражение, получим $S = 23,9$. Считая, что установка работает с полной конденсацией пара в дефлегматоре, получаем

$$S = N + 1; N = 22,9 \text{ теоретических тарелок}$$

3) Методом Смюкера. Определяем число теоретических тарелок для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны в отдельности.

Укрепляющая часть. Пользуемся уравнением (XI.23)

$$N_{ук} = \frac{1}{\lg \frac{\alpha}{mc^2}} \lg \left[\frac{1 - \frac{mc(\alpha - 1)(x_F - k)}{\alpha - mc^2}}{1 - \frac{mc(\alpha - 1)(x_D - k)}{\alpha - mc^2}} \right] (x_D - k)$$

где $\alpha = 1,64$ (см. табл. XI-6); $m = \frac{R}{R + 1} = \frac{5,7}{6,7} = 0,85$; $y_0 = 0,142$.

Из уравнений (XI.24) и (XI.25) получаем $k = 0,253$; $c = 1,162$.

Подставив в предыдущее выражение числовые величины, получим

$$N_{ук} = \frac{1}{\lg \frac{1,64}{0,85 \cdot 1,162^2}} \lg \left[\frac{1 - \frac{0,85 \cdot 1,162 (1,64 - 1) (0,40 - 0,253)}{1,64 - 0,85 \cdot 1,162^2}}{1 - \frac{0,85 \cdot 1,162 (1,64 - 1) (0,95 - 0,253)}{1,64 - 0,85 \cdot 1,162^2}} \right] (0,95 - 0,253) = 10,1 \text{ теоретических тарелок}$$

Исчерпывающая часть. При $\alpha = 1,53$ (см. табл. XI-6) имеем

$$m = \frac{R + F}{R + 1} = \frac{5,7 + 2,5}{5,7 + 1} = 1,224$$

$$y'_0 = \frac{1 - F}{R + 1} x_W = \frac{1 - 2,5}{6,7} \cdot 0,0334 = -0,00747$$

Используя уравнения (XI.24) и (XI.25), находим $k = -0,0227$; $c = 0,988$. Подставив найденные значения в уравнение (XI.23), записанное для исчерпывающей части, получим

$$N_{исч} = 14,2 \text{ теоретических тарелок}$$

Общее число теоретических тарелок

$$N = N_{ук} + N_{исч} = 10,1 + 14,2 = 24,3$$

4) Дифференциальным методом Льюнса. Определяем число теоретических тарелок для обеих частей колонны в отдельности. Для укрепляющей части используем уравнение (XI.26)

$$N_{ук} = \int_{x_F}^{x_D} \frac{dx}{(y - x) - \frac{1}{R}(x_D - y)} = \int_{0,40}^{0,95} \frac{dx}{(y - x) - \frac{1}{5,7}(0,95 - y)}$$

а для исчерпывающей части — уравнение (XI.27)

$$N_{исч} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{(y - x) + \frac{1}{F + R}(x_W - y)} = \int_{0,0334}^{0,40} \frac{dx}{(y - x) + \frac{1,5}{2,5 + 5,7}(0,0334 - y)}$$

Интегрируем с помощью формулы Симпсона (1.48), разделив каждую из частей колонны на два интервала. Промежуточные величины, необходимые для вычислений, приведены в табл. XI-7.

Таблица XI-7. К расчету числа теоретических тарелок ректификационной колонны методом Льюнса

| | | | | | | |
|---------------------|---|----------|---------|----------|---------|----------|
| Укрепляющая часть | x | 0,40 | 0,5375 | 0,675 | 0,8125 | 0,95 |
| | y | 0,515 | 0,663 | 0,788 | 0,88 | 0,97 |
| | $y - x$ | 0,115 | 0,1255 | 0,113 | 0,0675 | 0,02 |
| | $(0,95 - y)$ | 0,435 | 0,287 | 0,162 | 0,07 | -0,02 |
| | $(0,95 - y) \frac{1}{5,7}$ | 0,0763 | 0,0504 | 0,0284 | 0,0123 | -0,0035 |
| | $(y - x) - \frac{1}{5,7}(0,95 - y)$ | 0,0387 | 0,0751 | 0,0846 | 0,0551 | 0,0235 |
| Исчерпывающая часть | $\frac{1}{(y - x) - \frac{1}{5,7}(0,95 - y)}$ | 25,84 | 13,32 | 11,82 | 18,12 | 42,55 |
| | x | 0,033 | 0,12475 | 0,2165 | 0,30825 | 0,40 |
| | y | 0,057 | 0,180 | 0,295 | 0,404 | 0,515 |
| | $y - x$ | 0,024 | 0,05525 | 0,0785 | 0,09575 | 0,115 |
| | $0,0334 - y$ | -0,0236 | -0,1466 | -0,2616 | -0,3706 | -0,4816 |
| | $\frac{1,5}{8,2}(0,0334 - y)$ | -0,00416 | -0,0259 | -0,04616 | -0,0654 | -0,08499 |
| Исчерпывающая часть | $(y - x) + \frac{1,5}{8,2}(0,0334 - y)$ | 0,01984 | 0,02935 | 0,03234 | 0,03035 | 0,03 |
| | $\frac{1}{(y - x) + \frac{1,5}{8,2}(0,0334 - y)}$ | 50,4 | 34,1 | 30,9 | 32,9 | 33,3 |
| | $(y - x) + \frac{1,5}{8,2}(0,0334 - y)$ | | | | | |

Применяя формулу Симпсона, получаем

$$N_{\text{ук}} = \int_{0,40}^{0,95} \frac{dx}{(y-x) - \frac{1}{5,7} (0,95-y)} = \frac{0,95-0,40}{6,2} (25,84 + 42,55) + 2 \cdot 11,82 + 4 (13,31 + 18,12) = 10 \text{ теоретических тарелок}$$

$$N_{\text{исч}} = \int_{0,0334}^{0,40} \frac{dx}{(y-x) + \frac{1,5}{8,2} (0,0334-y)} = \frac{0,40-0,0334}{6 \cdot 2} \times$$

$$\times [(50,4 + 33,3 + 2 \cdot 30,9 + 4 (34,1 + 32,9))] = 12,6 \text{ теоретических тарелок}$$

Общее число теоретических тарелок

$$N = N_{\text{ук}} + N_{\text{исч}} = 10 + 12,6 = 22,6$$

Сопоставление результатов, полученных различными методами (табл. XI-8), показывает, что они близки друг к другу.

Таблица XI-8. Сравнение чисел теоретических тарелок ректификационной колонны, полученных различными методами

| Метод | Число теоретических тарелок N | Минимальное число теоретических тарелок $N_{\text{мин}}$ |
|---------------------------|---------------------------------|--|
| Феиске | — | 12,93 |
| Мак-Кэба — Тиле | 24,9 | 13,30 |
| Джиллилэнда | 22,9 | — |
| Смокера | 24,3 | — |
| Льюиса | 22,6 | — |

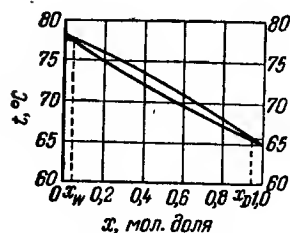


Рис. XI-7. Определение средней температуры в колонне (к примеру XI-7).

Определение действительного числа тарелок. Используем уравнение (XI.32)

$$N_{\text{д}} = \frac{N_{\text{т}}}{\eta}$$

Общий к. п. д. определяем по уравнению (XI.33)

$$\eta = 17 - 61,6 \lg \sum x_{\text{и}i}$$

Температуры верха и низа колонны, усредняемые для определения вязкостей μ_i , находим по диаграмме температур кипения, представленной на рис. XI-7.

По диаграмме получаем:

$$t_{\text{в}} = 77,5^\circ \text{C}; t_{\text{д}} = 65,3^\circ \text{C}$$

Следовательно, средняя температура в колонне

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_{\text{в}} + t_{\text{д}}}{2} = \frac{77,5 + 65,3}{2} = 71,4^\circ \text{C}$$

При этой температуре вязкости метилового спирта (А) и этилового спирта (В) составляют

$$\mu_{\text{А}} = 0,32 \text{ снз}; \mu_{\text{В}} = 0,49 \text{ снз}$$

Подставив эти значения в уравнение (XI.33), получим:

$$\eta = 17 - 61,6 \lg (0,4 \cdot 0,32 + 0,6 \cdot 0,49) = 40,1\%$$

Это означает, что действительное число тарелок примерно в 2,5 раза больше числа теоретических тарелок.

Пример XI.8. В тарельчатой ректификационной колонне подвергают ректификации 775,8 кмоль/ч дебутанизированного газойля для получения дистиллята, содержащего 94,3 мольн. % изопентана; остаток должен содержать 2,54 мольн. % изопентана. Колонна работает с флегмовым числом $R = 2,80 R_{\text{мин}}$. Определить действительное число тарелок, если общий к. п. д. $\eta = 0,70$. Состав исходной смеси (в мольн. %): *n*-бутан — 0,59; изопентан — 18,00; *n*-пентан — 27,5; циклопентан — 0,36; гексан — 53,55.

Решение. Составление материального баланса. Подставив в уравнения (XI.13) и (XI.14) заданные величины, получим

$$775,8 = W + D$$

$$775,8 \cdot 0,18 = 0,0254W + 0,943D$$

откуда $W = 644,7$ кмоль/ч; $D = 131,1$ кмоль/ч или на один кмоль дистиллята

$$F = \frac{775,8}{131,1} = 5,9; W = \frac{644,7}{131,1} = 4,9$$

В качестве легколетучего ключевого компонента (ЛКК) выбираем изопентан, а в качестве труднолетучего ключевого компонента (ТКК) — *n*-пентан. В дистиллят полностью переходят компоненты, более летучие, чем ЛКК, и следы менее летучих. Бутан полностью переходит в дистиллят в количестве

$$0,0059 \cdot 775,8 = 4,6 \text{ кмоль/ч}$$

Из всего количества изопентана (легколетучий ключевой компонент) в дистиллят переходит

$$0,943 \cdot 131,1 = 123,6 \text{ кмоль/ч}$$

В дистилляте будет содержаться ТКК (*n*-пентан) в количестве

$$131,1 - 123,6 + 4,6 = 2,9 \text{ кмоль/ч}$$

Аналогично определяем состав остатка, считая, что все компоненты с меньшей летучестью, чем у *n*-пентана, полностью переходят в остаток. Найденные таким образом составы приведены в табл. XI-9.

Определение рабочего давления и температуры в колонне. Для того чтобы разделяемая смесь находилась в жидком состоянии, ректификацию следует проводить под давлением. Принимаем давление в кипятильнике $p_{\text{к}} = 3 \text{ атм}$, считая, что потери давления в колонне составляют 0,5 атм. Тогда вверху колонны

Таблица XI-9. Составы дистиллята и остатка при ректификации многокомпонентной смеси (пример XI.8)

| Компонент | Расход и состав | | | | | |
|-----------------------|-----------------|----------|------------|----------|---------|----------|
| | исходной смеси | | дистиллята | | остатка | |
| | кмоль/ч | мольн. % | кмоль/ч | мольн. % | кмоль/ч | мольн. % |
| Бутан | 4,6 | 0,59 | 4,6 | 3,5 | — | — |
| Изопентан | 139,6 | 18,00 | 123,6 | 94,3 | 16 | 2,54 |
| n-Пентан | 213,3 | 27,50 | 2,9 | 2,2 | 210,4 | 32,6 |
| Циклопентан | 2,8 | 0,36 | — | — | 2,8 | 0,43 |
| Гексан | 415,4 | 53,55 | — | — | 415,4 | 64,43 |
| Итого . . . | 775,7 | 100,00 | 131,1 | 100,0 | 644,6 | 99,9 |

давление $p_D = 2,5$ атм. Температуры в кипятильнике и в верхней части колонны находим из условий, формулируемых уравнениями (VIII.24) и (VIII.25): для кипятильника

$$\sum y_i = \sum \frac{x_i P_i}{p_W} = 1$$

для верхней части колонны

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i p_D}{P_i} = 1$$

где P_i — давление паров чистых компонентов при рабочей температуре. После нескольких проб получаем: в кипятильнике $t_W = 96,5^\circ \text{C}$; вверху колонны $t_D = 55^\circ \text{C}$. Полученные результаты приведены в табл. XI-10.

Таблица XI-10. Температуры, давления и относительные летучести компонентов в кипятильнике и верхней части колонны

| Компонент | В кипятильнике $p_W = 3$ атм; $t_W = 96,5^\circ \text{C}$ | | | | В верхней части колонны $p_D = 2,5$ атм; $t_D = 55^\circ \text{C}$ | | | |
|-----------------------|--|-----------|---------------------------------|------------|---|---------------------|-----------------------------|------------|
| | P_i , атм | $x_{W,i}$ | $\frac{x_i P_i}{p_W} = y_{W,i}$ | α_i | P_i , атм | $y_{D,i} = x_{D,i}$ | $\frac{y_i p_D}{P_i} = x_i$ | α_i |
| Бутан | — | — | — | — | 5,45 | 0,035 | 0,016 | 2,74 |
| Изопентан | 6,56 | 0,0254 | 0,055 | 1,205 | 2,46 | 0,943 | 0,959 | 1,23 |
| n-Пентан | 5,45 | 0,326 | 0,595 | 1,0 | 1,99 | 0,022 | 0,027 | 1,0 |
| Циклопентан | 3,64 | 0,0043 | 0,00513 | 0,67 | — | — | — | — |
| Гексан | 1,575 | 0,6443 | 0,338 | 0,29 | — | — | — | — |
| Итого . . . | — | 1,0000 | 0,9933 | — | — | 1,000 | 1,002 | — |

В табл. XI-10 приведены также вычисленные значения относительной летучести по труднолетучему ключевому компоненту. Как видно из таблицы, в соответствующем интервале температур и давлений относительная летучесть легко-

летучего ключевого компонента (изопентана) по труднолетучему ключевому компоненту (n-пентану) изменяется мало, так что при расчетах можно пользоваться средним значением

$$\alpha = \frac{1,204 + 1,23}{2} = 1,217$$

Определение числа теоретических тарелок. Воспользуемся графическим методом Джиллиленда (1) и методом расчета «от тарелки к тарелке» (2):

1) Метод Джиллиленда. Сначала находим минимальное флегмовое число по уравнению (XI.21)

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{x_{A,D}}{x_{A,F}} - \alpha \frac{x_{B,D}}{x_{B,F}} \right)$$

где α — относительная летучесть ЛКК по ТКК.

Так как исходная смесь содержит очень много гексана, относительная летучесть которого по труднолетучему ключевому компоненту мала, то составы $x_{A,F}$ и $x_{B,F}$ будем определять без учета гексана, который ввиду своей низкой летучести будет перемещаться в сторону кипятильника, практически не участвуя в массообмене. При проведении более точных расчетов необходимо предварительно определить состав жидкости на тарелке питания. Однако если компонент с очень низкой летучестью (гексан) не участвует в массообмене, то исключение его из расчета приведет к незначительной ошибке.

Мольные доли $x_{A,F}$ и $x_{B,F}$ без учета гексана составят

$$x_{A,F} = \frac{0,18}{1 - 0,5355} = 0,3875;$$

$$x_{B,F} = \frac{0,275}{1 - 0,5355} = 0,591$$

Подставив эти значения в уравнение (XI.21), получим

$$R_{\min} = \frac{1}{1,217 - 1} \left(\frac{0,943}{0,3875} - 1,217 \frac{0,022}{0,591} \right) = 11,2$$

Вычисляем значение абсциссы для определения $\frac{S - S_{\min}}{S + 1}$ по рис. XI-2, при $R = 2,80$ $R_{\min} = 31,3$

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{31,3 - 11,2}{31,3 + 1} = 0,621$$

По рис. XI-2 получаем значение ординаты

$$\frac{S - S_{\min}}{S + 1} = 0,2$$

Значение величины S_{\min} определяем из уравнения (XI.22)

$$S_{\min} = N_{\min} + 1 = \frac{1}{\lg \alpha} \lg \frac{x_{A,D} x_{B,W}}{x_{B,D} x_{A,W}} = \frac{1}{\lg 1,217} \lg \frac{0,943 \cdot 0,326}{0,022 \cdot 0,0254} = 32$$

Подставив это значение в предыдущее выражение, получим

$$\frac{S - 32}{S + 1} = 0,2; \quad S = 40,2$$

Отсюда число теоретических тарелок

$$N = S - 1 = 39,2$$

2) Метод «от тарелки к тарелке». Так как относительные летучести компонентов ректифицируемой смеси сильно отличаются друг от друга, желательно провести расчет для укрепляющей части, начиная его как с первой тарелки, так и с тарелки, на которую поступает исходная смесь, т. е. во встречных направлениях. Общая последовательность расчета: начинаем с кипятильника и продолжаем до тех пор, пока на какой-то тарелке полученный состав не будет соответствовать исходной смеси; затем продолжаем расчет, начиная от верха колонны, до тех пор, пока на какой-то n -ой тарелке не будут находиться только оба ключевых компонента и следы других компонентов; после этого продолжаем расчет, начиная от тарелки питания, пока не получим состав жидкости, идентичный составу на n -ой тарелке. На этом расчет заканчивается.

Расчет числа теоретических тарелок исчерпывающей части* начинаем с кипятильника, последовательно используя уравнения равновесной и рабочей концентраций

$$y_i = \frac{a_i x_i}{\sum a_i x_i}$$

$$x_i = \frac{R+1}{R+F} y_i + \frac{F-1}{R+F} x_{w,i}$$

Согласно условиям задачи, последнее выражение принимает вид

$$x_i = \frac{31,3+1}{31,3+5,9} y_i + \frac{5,3-1}{31,3+5,9} x_{w,i} = 0,868 y_i + 0,132 x_{w,i}$$

Мольные доли $x_{w,i}$ приведены в табл. XI-10; в этой же таблице даны мольные доли в паровой фазе $y_{w,i}$, вычисленные из условий равновесия. Исходя из равновесного состава пара в кипятильнике, определяем состав жидкости на тарелке 1' с помощью уравнения, выражающего рабочие концентрации каждого компонента. Исходя из состава полученной таким образом жидкости, определяем состав пара, образующегося на тарелке 1', с помощью уравнения равновесия, примененного к каждому компоненту. Продолжаем расчет аналогичным образом. Для первой тарелки после кипятильника выражения рабочих концентраций имеют вид:

$$\begin{aligned} \text{изопентан} \quad x &= 0,868 \cdot 0,055 + 0,132 \cdot 0,0254 \\ n\text{-пентан} \quad x &= 0,868 \cdot 0,595 + 0,132 \cdot 0,326 \\ \text{циклопентан} \quad x &= 0,868 \cdot 0,0053 + 0,132 \cdot 0,0043 \\ \text{гексан} \quad x &= 0,868 \cdot 0,338 + 0,132 \cdot 0,6443 \end{aligned}$$

Используя также уравнение для равновесных концентраций, получим следующие данные (тарелка 1').

| Компонент | x_i | $a_i x_i$ | $y = \frac{a_i x_i}{\sum a_i x_i}$ |
|-----------------------|--------|-----------|------------------------------------|
| Изопентан | 0,0511 | 0,062 | 0,084 |
| n-Пентан | 0,559 | 0,559 | 0,762 |
| Циклопентан | 0,005 | 0,003 | 0,004 |
| Гексан | 0,378 | 0,110 | 0,150 |
| Итого . . . | 0,9931 | 0,734 | 1,000 |

* Номера тарелок для исчерпывающей части помечены штрихом.

Расчет числа теоретических тарелок укрепляющей части начинаем сверху. Состав жидкости на тарелке 1 определяем, пользуясь уравнением равновесия

$$x_i = \frac{y_{D,i}}{\sum \frac{y_{D,i}}{a_i}}$$

По составу жидкости на тарелке 1 и уравнению рабочей линии определяем состав пара, поднимающегося с тарелки 2:

$$y_i = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{1}{R+1} x_{D,i} = \frac{31,3}{32,3} x_i + \frac{1}{32,3} x_{D,i} = 0,9697 x_i + 0,031 x_{D,i}$$

Зная состав пара, поднимающегося с тарелки 2, по выражению для равновесных концентраций определяем состав жидкости на этой тарелке и т. д. Из расчета следует, что на тарелке 5 в смеси будут содержаться только ключевые компоненты. Расчет укрепляющей части продолжаем, начиная его уже от тарелки питания. Для расчета пользуемся теми же уравнениями, что и для исчерпывающей части, но уравнение рабочей линии для укрепляющей части имеет вид

$$x_i = 1,031 y_i - 0,031 x_{D,i}$$

Расчет продолжаем до тех пор, пока состав не совпадет с результатами расчета (сверху вниз) для последней (пятой) тарелки.

Составы паров и жидкости на тарелках колонны приведены в табл. XI-11 — для исчерпывающей части и в табл. XI-12 — для укрепляющей части.

Таблица XI-11. Составы жидкости и пара на тарелках исчерпывающей части колонны

| Тарелка | Состав жидкости x_i , мол. доли | | | | Состав пара y_i , мол. доли | | | |
|-------------|-----------------------------------|----------|-------------|--------|-------------------------------|----------|-------------|--------|
| | изопентан | n-пентан | циклопентан | гексан | изопентан | n-пентан | циклопентан | гексан |
| Кипятильник | 0,0254 | 0,326 | 0,0043 | 0,6443 | 0,055 | 0,595 | 0,0053 | 0,338 |
| 1' | 0,0511 | 0,559 | 0,005 | 0,378 | 0,084 | 0,762 | 0,004 | 0,150 |
| 2' | 0,0763 | 0,704 | 0,004 | 0,215 | 0,107 | 0,818 | 0,003 | 0,072 |
| 3' | 0,0963 | 0,753 | 0,003 | 0,147 | 0,127 | 0,824 | 0,002 | 0,047 |
| 4' | 0,114 | 0,758 | 0,002 | 0,126 | 0,147 | 0,812 | 0,001 | 0,039 |
| 5' | 0,131 | 0,748 | 0,001 | 0,119 | 0,168 | 0,796 | 0,001 | 0,037 |
| 6' | 0,149 | 0,734 | 0,001 | 0,117 | 0,189 | 0,774 | 0,001 | 0,036 |
| 7' | 0,168 | 0,715 | 0,001 | 0,116 | 0,213 | 0,751 | 0,001 | 0,035 |
| 8' | 0,189 | 0,695 | 0,001 | 0,115 | 0,238 | 0,726 | 0,001 | 0,035 |
| 9' | 0,210 | 0,673 | 0,001 | 0,115 | 0,264 | 0,700 | 0,001 | 0,035 |
| 10' | 0,233 | 0,651 | 0,001 | 0,115 | 0,291 | 0,674 | 0,001 | 0,034 |
| 11' | 0,256 | 0,628 | 0,001 | 0,115 | 0,318 | 0,647 | 0,001 | 0,034 |
| 12' | 0,279 | 0,605 | 0,001 | 0,115 | 0,345 | 0,621 | 0,001 | 0,034 |
| 13' | 0,303 | 0,582 | 0,001 | 0,115 | 0,372 | 0,593 | 0,001 | 0,034 |
| 14' | 0,326 | 0,558 | 0,001 | 0,115 | 0,399 | 0,566 | 0,001 | 0,034 |
| 15' | 0,350 | 0,527 | 0,001 | 0,115 | 0,429 | 0,536 | 0,001 | 0,034 |

Таблица XI-12. Составы паров и жидкости на тарелках укрепляющей части колонны

| Тарелка | Состав паров y, мол. доль | | | | | Состав жидкости x, мол. доль | | | | |
|---------|---------------------------|----------|----------|-------------|--------|------------------------------|----------|----------|-------------|--------|
| | бутан | н-пентан | и-пентан | циклопентан | гексан | бутан | н-пентан | и-пентан | циклопентан | гексан |
| 1 | 0,035 | 0,943 | 0,022 | — | — | 0,00159 | 0,957 | 0,0274 | — | — |
| 2 | 0,0165 | 0,956 | 0,0272 | — | — | 0,0074 | 0,959 | 0,0335 | — | — |
| 3 | 0,0083 | 0,958 | 0,0332 | — | — | 0,0037 | 0,956 | 0,0407 | — | — |
| 4 | 0,0047 | 0,956 | 0,0401 | — | — | 0,0021 | 0,949 | 0,049 | — | — |
| 5 | 0,003 | 0,949 | 0,0482 | — | — | 0,001 | 0,940 | 0,059 | — | — |
| 6 | » | 0,938 | 0,0619 | — | — | » | 0,938 | 0,0638 | — | — |
| 7 | » | 0,928 | 0,0724 | — | — | » | 0,928 | 0,0746 | — | — |
| 8 | » | 0,916 | 0,0843 | — | — | » | 0,915 | 0,0869 | — | — |
| 9 | » | 0,902 | 0,0980 | — | — | » | 0,901 | 0,101 | — | — |
| 10 | » | 0,887 | 0,113 | — | — | » | 0,885 | 0,117 | — | — |
| 11 | » | 0,869 | 0,130 | — | — | » | 0,867 | 0,134 | — | — |
| 12 | » | 0,850 | 0,150 | — | — | » | 0,847 | 0,155 | — | — |
| 13 | » | 0,827 | 0,172 | — | — | » | 0,823 | 0,177 | — | — |
| 14 | » | 0,803 | 0,196 | — | — | » | 0,799 | 0,202 | — | — |
| 15 | » | 0,776 | 0,223 | — | — | » | 0,771 | 0,230 | — | — |
| 16 | » | 0,748 | 0,252 | — | — | » | 0,742 | 0,260 | — | — |
| 17 | » | 0,718 | 0,283 | — | — | » | 0,711 | 0,291 | — | — |
| 18 | » | 0,686 | 0,313 | — | — | » | 0,676 | 0,323 | — | — |
| 19 | » | 0,653 | 0,347 | — | — | » | 0,644 | 0,358 | — | — |
| 20 | » | 0,618 | 0,382 | — | — | » | 0,608 | 0,394 | — | — |
| 21 | » | 0,583 | 0,417 | — | — | » | 0,572 | 0,430 | — | — |
| 22 | » | 0,547 | 0,452 | 0,0002 | 0,0007 | » | 0,535 | 0,466 | 0,0002 | 0,0007 |
| 23 | » | 0,511 | 0,486 | 0,0003 | 0,0026 | » | 0,498 | 0,500 | 0,0003 | 0,0027 |
| 24 | » | 0,474 | 0,516 | 0,0004 | 0,0095 | » | 0,460 | 0,532 | 0,0004 | 0,01 |
| 25 | » | 0,432 | 0,534 | 0,007 | 0,034 | » | 0,416 | 0,55 | 0,0007 | 0,035 |
| 15' | — | 0,429 | 0,536 | 0,001 | 0,034 | — | 0,350 | 0,527 | 0,001 | 0,115 |

Из этих данных видно, что на тарелке 15' молярная доля ЛКК приблизительно равна его молярной доле на тарелке питания:

$$x_{A15'} = \frac{0,350}{0,350 + 0,527} = 0,399$$

$$x_{A, F} = \frac{0,18}{0,18 + 0,275} = 0,395$$

Отсюда следует, что тарелка 15' и есть та тарелка, на которую поступает исходная смесь.

Можно отметить, что в укрепляющей части смесь ведет себя как бинарная. Число теоретических тарелок

$$N_T = 15 + 25 = 40$$

Это значение очень близко к найденному по методу Джиллиленда.

Действительное число тарелок при общем к. п. д. тарелок $\eta = 0,7$ составит

$$N_R = \frac{N_T}{0,70} = \frac{40}{0,70} = 57 \text{ тарелок}$$

Пример XI.9. Определить оптимальное значение флегмового числа для колонны, в которой происходит ректификация смеси четыреххлористый углерод — толуол. Четыреххлористый углерод содержится: в исходной смеси 22 мольн. %; в дистилляте 90 мольн. %; в остатке 2,2 мольн. %.

Решение. Находим минимум кривой, соответствующей уравнению (XI.34)

$$N_R (R + 1) = f(R)$$

причем числа единиц переноса N_R при различных значениях $R > R_{\min}$ определяем по уравнению (XI.35)

$$N_R = \int_{x_w}^{x_D} \frac{dx}{x - x^*}$$

Расчет проводим по следующей схеме: строим на диаграмме равновесия рабочие линии, соответствующие различным значениям $R > R_{\min}$; для каждого флегмового числа определяем значения $(x - x^*)$ из рабочих условий и условий равновесия; определяем для каждого флегмового числа число единиц переноса по уравнению (XI.35) и вычисляем произведение $N_R (R + 1)$; затем строим график функции (XI.34) и находим минимум на полученной кривой.

На рис. XI-8 представлена диаграмма равновесия смеси четыреххлористый углерод — толуол. На этой диаграмме проведены рабочие линии, соответствующие флегмовым числам, значения которых приведены ниже:

$$R \dots \dots \dots 2,66 \quad 3,07 \quad 3,98 \quad 5,18$$

$$y_0 = \frac{x_D}{R + 1} \dots \dots \dots 0,246 \quad 0,221 \quad 0,181 \quad 0,146$$

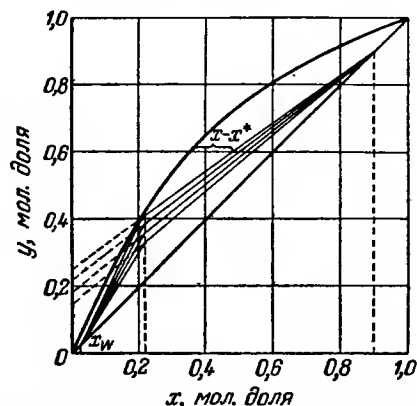


Рис. XI-8. К определению оптимального флегмового числа для смеси четыреххлористый углерод — толуол.

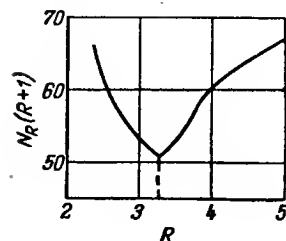
Таблица XI-13. К расчету оптимального флегмового числа

| x | R = 2,66 | | | R = 3,07 | | | R = 3,98 | | | R = 5,18 | | |
|-------|----------|--------------|--|----------|--------------|--|----------|--------------|--|----------|--------------|--|
| | x - x* | 1 / (x - x*) | | x - x* | 1 / (x - x*) | | x - x* | 1 / (x - x*) | | x - x* | 1 / (x - x*) | |
| 0,022 | 0,01 | 100 | | 0,01 | 100 | | 0,01 | 100 | | 0,01 | 100 | |
| 0,10 | 0,0225 | 44,5 | | 0,025 | 40 | | 0,03 | 33,3 | | 0,035 | 28,6 | |
| 0,15 | 0,025 | 40 | | 0,0325 | 30,8 | | 0,04 | 25 | | 0,05 | 20 | |
| 0,22 | 0,01 | 100 | | 0,025 | 40 | | 0,045 | 22,2 | | 0,06 | 16,7 | |
| 0,30 | 0,05 | 20 | | 0,06 | 16,7 | | 0,08 | 12,5 | | 0,095 | 10,5 | |
| 0,35 | 0,065 | 15,4 | | 0,08 | 12,5 | | 0,1 | 10 | | 0,115 | 8,7 | |
| 0,40 | 0,090 | 11,2 | | 0,10 | 10 | | 0,115 | 8,7 | | 0,13 | 7,7 | |
| 0,45 | 0,11 | 9,1 | | 0,125 | 8,0 | | 0,135 | 7,41 | | 0,15 | 6,65 | |
| 0,50 | 0,13 | 7,7 | | 0,14 | 7,15 | | 0,16 | 6,25 | | 0,17 | 5,88 | |
| 0,60 | 0,15 | 6,65 | | 0,156 | 6,42 | | 0,175 | 5,72 | | 0,185 | 5,42 | |
| 0,70 | 0,165 | 6,04 | | 0,170 | 5,88 | | 0,175 | 5,72 | | 0,185 | 5,42 | |
| 0,80 | 0,165 | 6,04 | | 0,170 | 5,88 | | 0,170 | 5,88 | | 0,18 | 5,55 | |
| 0,90 | 0,145 | 6,9 | | 0,145 | 6,9 | | 0,145 | 6,9 | | 0,145 | 6,9 | |

Таблица XI-14. Зависимость $N_R (R+1)$ от R

| R | N_R | $R+1$ | $N_R (R+1)$ | R | N_R | $R+1$ | $N_R (R+1)$ |
|------|-------|-------|-------------|------|-------|-------|-------------|
| 2,66 | 21,5 | 3,66 | 78,7 | 3,98 | 12,07 | 4,98 | 60,1 |
| 3,07 | 12,92 | 4,07 | 52,6 | 5,18 | 11,0 | 6,18 | 68,0 |

Для каждого принятого значения флегмового числа определяем по диаграмме значения $(x - x^*)$ при разных x . Значения величины, обратной этой разности, в интервале изменения концентраций в колонне приведены в табл. XI-13.



Затем находим число единиц переноса по уравнению (XI.35). Результаты приведены в табл. XI-14 и на графике (рис. XI-9). Из рисунка видно, что минимуму кривой соответствует оптимальное флегмовое число $R = 3,25$.

Пример XI.10. В ректификационной колонне с колпачковыми тарелками, работающей при атмосферном давлении, происходит разделение 42 000 кг/сутки бинарной смеси четыреххлористый углерод — толуол. Концентрация легколетучего компонента: в исходной смеси $c_F = 32\%$; в дистилляте $c_D = 93,4\%$; в остатке $c_W = 3,6\%$.

Определить действительное число тарелок и высоту колонны, если коэффициенты массоотдачи, отнесенные к активной поверхности тарелки, равны:

$$k_T = 1000 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta y)^{-1}$$

$$k_{ж} = 400 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta x)^{-1}$$

Определить также расходы пара в кипятильнике и воды в дефлегматоре.

Решение. Составление материального баланса. Часовой расход исходной смеси

$$F_m = \frac{42\,000}{24} = 1750 \text{ кг/ч}$$

Пересчитываем весовые % в мольные доли

$$x_F = \frac{\frac{c_F}{M_1}}{\frac{c_F}{M_1} + \frac{1-c_F}{M_2}} = \frac{\frac{0,32}{154}}{\frac{0,32}{154} + \frac{0,68}{92}} = 0,22$$

$$x_D = \frac{\frac{c_D}{M_1}}{\frac{c_D}{M_1} + \frac{1-c_D}{M_2}} = \frac{\frac{0,934}{154}}{\frac{0,934}{154} + \frac{0,066}{92}} = 0,89$$

$$x_W = \frac{\frac{c_W}{M_1}}{\frac{c_W}{M_1} + \frac{1-c_W}{M_2}} = \frac{\frac{0,036}{154}}{\frac{0,036}{154} + \frac{0,964}{92}} = 0,022$$

Определяем мольные расходы исходной смеси и остатка, отнесенные к расходу дистиллята. Расход F исходной смеси

$$F = \frac{F_m c_F}{154} + \frac{F_m (1-c_F)}{92} = \frac{1750 \cdot 0,32}{154} + \frac{1750 \cdot 0,68}{92} = 16,57 \text{ кмоль/ч}$$

Обозначив количество дистиллята через D , а остатка — через W , имеем

$$F = D + W$$

$$x_F F = x_D D + x_W W$$

откуда

$$16,57 = D + W$$

$$0,22 \cdot 16,57 = 0,89D + 0,022W$$

и

$$D = 3,77 \text{ кмоль/ч}; W = 12,8 \text{ кмоль/ч}$$

Отнесем теперь расходы к расходу дистиллята

$$F = \frac{16,589}{3,77} = 4,40$$

$$W = \frac{12,800}{3,77} = 3,40$$

$$D = \frac{3,77}{3,77} = 1$$

Определение оптимального флегмового числа. Для рассматриваемых условий оптимальное флегмовое число уже было определено в примере XI.9 и составляет

$$R = 3,25 \text{ кмоль/кмоль}$$

Определение диаметра колонны. Вначале вычисляем объемный расход пара, после чего, задавшись скоростью пара, находим сечение колонны и ее диаметр. Объемный расход пара определяем по уравнению (XI.42), записанному в виде

$$Q_{об} = \frac{22,4}{3600} D (R+1) \frac{t+273}{273} \cdot \frac{p}{760}$$

Таблица XI-15. Равновесные данные для смеси четыреххлористый углерод — толуол

| Температура, °C | Равновесные мольные доли | | Относительная летучесть α | Температура, °C | Равновесные мольные доли | | Относительная летучесть α |
|-----------------|--------------------------|------------|----------------------------------|-----------------|--------------------------|------------|----------------------------------|
| | в жидкости x | в паре y | | | в жидкости x | в паре y | |
| 76,7 | 1 | 1 | 2,96 | 95 | 0,329 | 0,571 | 2,74 |
| 80 | 0,859 | 0,946 | 2,845 | 100 | 0,227 | 0,435 | 2,63 |
| 85 | 0,658 | 0,843 | 2,76 | 105 | 0,120 | 0,250 | 2,44 |
| 90 | 0,500 | 0,734 | 2,75 | 110,62 | 1 | 0 | 2,47 |

Среднюю температуру в колонне определяем как среднеарифметическое значение между температурами в кипятильнике t_w и вверху колонны t_D ; эти температуры находим из рис. XI-10, построенного по данным табл. XI-15.

Получаем $t_D = 82^\circ \text{C}$ и $t_w = 109^\circ \text{C}$. Следовательно, средняя температура

$$t_{cp} = \frac{109 + 82}{2} = 95,5^\circ \text{C}$$

Подставив эту величину в уравнение (XI.42), получим

$$Q_{об} = \frac{22,4}{3600} 3,77 (3,25 + 1) \frac{95,5 + 273}{273} \cdot \frac{760}{760} = 0,135 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Диаметр колонны определяем, принимая среднюю скорость пара * в колонне $w = 0,48 \text{ м/сек}$

$$d_k = \sqrt{\frac{4Q_{об}}{3,14w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,135}{3,14 \cdot 0,48}} = 0,6 \text{ м}$$

Рис. XI-10. К определению средней температуры пара в колонне для ректификации смеси четыреххлористый углерод — толуол (пример IX-10).

Определение действительного числа тарелок. Число тарелок на основании коэффициентов массообмена находим, построив ступенчатую линию между рабочими линиями и кинетической кривой, полученной по точкам, определенным из уравнений (XI.38) и (XI.39).

1) Построение линии равновесия и рабочих линий. Линия равновесия построена на рис. XI-11 на основании данных табл. XI-15.

Рабочие линии построены на том же графике, исходя из условий, что они должны проходить через точки D и W и пересекаться в точке, абсцисса которой x_F и начальная ордината рабочей линии для укрепляющей части определена по уравнению (XI.16)

$$y_0 = \frac{x_D}{R+1} = \frac{0,89}{3,25+1} = 0,209$$

Таблица XI-16. К построению кинетической кривой

| x | 0,022 | 0,10 | 0,20 | 0,30 | 0,40 | 0,50 | 0,60 | 0,70 | 0,80 | 0,90 |
|---|--------------------------|------|------|------|------|------|-------|------|------|------|
| $K_r, \text{кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta y)^{-1}$ | 61,3 | 67,1 | 72,7 | 77,2 | 80,7 | 83,5 | 85,70 | 87,7 | 89,2 | 90,4 |
| $G = D(R+1), \text{кмоль/ч}$ | $3,77 (3,25 + 1) = 16,0$ | | | | | | | | | |
| $N_r = \frac{K_r S_r}{G}$ | 0,97 | 1,06 | 1,15 | 1,22 | 1,27 | 1,32 | 1,35 | 1,39 | 1,41 | 1,43 |
| $\frac{AB}{BC} = e^{N_r}$ | 2,6 | 2,86 | 3,13 | 3,35 | 3,55 | 3,72 | 3,82 | 3,94 | 4,03 | 4,20 |
| $AB, \text{мм}$ | 4,0 | 5,5 | 6,0 | 9,6 | 12,5 | 14 | 13,8 | 12,0 | 9,2 | 6,0 |
| $BC = \frac{AB}{e^{N_r}}, \text{мм}$ | 1,54 | 1,90 | 1,92 | 2,86 | 3,52 | 3,75 | 3,6 | 3,04 | 2,3 | 1,43 |

* При выборе скорости пара в колонне следует руководствоваться соображениями и расчетными зависимостями, приводимыми в справочной и специальной литературе для тарелок различных конструкций. (Прим. ред.)

2) Построение кинетической кривой. Эту кривую строим, соединяя между собой точки C, полученные из уравнения (XI.39) при различных значениях коэффициента массопередачи K_r по высоте колонны

$$\frac{AB}{BC} = e^{\frac{K_r S_r}{G}}$$

Рабочую площадь тарелки S_r определяем, вычитая из площади сечения колонны S площади сечений, занятых сливными устройствами. Сечение одного сливного устройства

$$S_{сл} = \frac{d_k^2}{8} \left(\frac{3,14\alpha}{180} - \sin \alpha \right)$$

Принимая, что отношение между длиной сливного устройства b и диаметром колонны d_k равно 0,6, получим величину центрального угла $\alpha = 73,8^\circ$; следовательно, сечение одного сливного устройства составляет

$$S_{сл} = \frac{0,6^2}{8} \left(\frac{3,14 \cdot 73,8}{180} - 0,9603 \right) = 0,015 \text{ м}^2$$

а рабочая площадь тарелки

$$S_r = S - 2S_{сл} = \frac{3,14 \cdot 0,6^2}{4} - 2 \cdot 0,015 = 0,253 \text{ м}^2$$

Значения коэффициента массопередачи K_r высчитаны ранее в примере VIII.24 и приведены в табл. XI-16; в этой же таблице приведены результаты расчетов по формуле (XI.39), необходимые для построения отрезка BC и кинетической кривой.

Между рабочими линиями и кинетической кривой, построенной по точкам C, полученным по данным табл. XI-17, строим на рис. XI-11 соответствующие ступеньки. При этом получается 17,4 тарелки. Принимаем действительное число тарелок $N_d = 18$.

Определение высоты колонны. Расчет тарелки для рассматриваемых условий уже выполнен в примере IX.5; при этом были определены потеря напора h_T при прохождении паров через тарелку и расстояние между тарелками H:

$$h_T = 5,66 \cdot 10^{-2} \text{ м вод. ст.}; H = 0,295 \text{ м}$$

Таким образом, высота колонны составит

$$N_d H = 18 \cdot 0,295 = 5,3 \text{ м}$$

а общая потеря напора в колонне

$$N_d h_T = 18 \cdot 5,66 \cdot 10^{-2} = 1,02 \text{ м вод. ст.} = 75 \text{ мм рт. ст.} = 9975 \text{ н/м}^2$$

Определение расхода пара в кипятильнике (1) и расхода воды в дефлегматоре (2).

1) Так как температура в кипятильнике равна 109°C , примем температуру греющего пара 120°C ; его теплота парообразования $r_n = 525,7 \text{ ккал/кг}$. Теплота

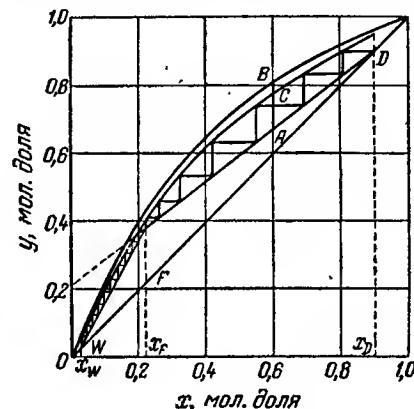


Рис. XI-11. Определение действительного числа тарелок в примере XI-10.

парообразования чистых компонентов смеси составляет: $r_1 = 6,36 \cdot 10^3$ ккал/кмоль — для четыреххлористого углерода и $r_2 = 8 \cdot 10^3$ ккал/кмоль — для толуола.

Теплоту парообразования дистиллята r_D определяем по аддитивности

$$r_D = r_1 x_D + r_2 (1 - x_D) = 6,36 \cdot 10^3 \cdot 0,89 + 8 \cdot 10^3 \cdot 0,11 = 6,54 \cdot 10^3 \text{ ккал/кмоль}$$

Подставив эту величину в уравнение (XI.40), получим количество пара на 1 кмоль дистиллята

$$G_{\Pi} = (R + 1) \frac{r_D}{r_{\Pi}} = (3,25 + 1) \frac{6,54 \cdot 10^3}{525,7} = 52,8 \text{ кг/кмоль}$$

а так как часовой расход дистиллята $D = 3,77$ кмоль/ч, то необходимое количество пара

$$G_{\Pi, \text{ ч}} = D G_{\Pi} = 3,77 \cdot 52,8 = 199 \text{ кг/ч}$$

2) Принимаем начальную и конечную температуры воды $t_{\Pi} = 25^\circ \text{C}$ и $t_{\text{к}} = 50^\circ \text{C}$. Из уравнения (XI.41) находим расход воды для конденсации 1 кмоль дистиллята

$$a_{\text{в}} = G_{\Pi} \frac{r_{\Pi}}{c(t_{\text{к}} - t_{\Pi})} = 52,8 \frac{525,7}{1(50 - 25)} = 1110 \text{ кг/кмоль}$$

Часовой расход воды

$$a_{\text{в, ч}} = D a_{\text{в}} = 3,77 \cdot 1110 = 4185 \text{ кг/ч}$$

Пример XI.11. По условиям предыдущей задачи определить высоту насадочной колонны, работающей в тех же условиях, что и тарельчатая колонна. В качестве насадки применяются кольца Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм, загруженные внавал.

Решение. Определение поверхности насадки. Для того чтобы воспользоваться уравнением (XI.36)

$$F = G \int_{v_{\text{в}}}^{y_D} \frac{dy}{K_{\Gamma}(y^* - y)}$$

необходимо сначала определить коэффициенты массоотдачи, а затем коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе K_{Γ} .

В рассматриваемых условиях коэффициенты массоотдачи, вычисленные по уравнениям (VIII.55) и (VIII.57), составляют

$$k_{\Gamma} = 1,4 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta y)^{-1}$$

$$k_{\text{ж}} = 4,2 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta x)^{-1}$$

Для определения коэффициента массопередачи, отнесенного к паровой фазе, воспользуемся уравнением (VIII.75)

$$K_{\Gamma} = \frac{1}{\frac{1}{k_{\Gamma}} + \frac{m}{k_{\text{ж}}}}$$

Так как относительную летучесть разделяемой смеси можно считать постоянной $\alpha = 2,7$ (см. табл. XI-15), то угловой коэффициент линии равновесия можно определить, дифференцируя уравнение (VIII.14)

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$m = \frac{dy}{dx} = \frac{\alpha}{[1 + (\alpha - 1)x]^2} = \frac{2,7}{(1 + 1,7x)^2}$$

Для интегрирования уравнения (XI.36) удобно пользоваться формулой Симпсона; интегрирование проводим для укрепляющей и исчерпывающей частей отдельно, разбивая интервал интегрирования каждый раз на два отрезка. Коэффициент массопередачи K_{Γ} определяем при концентрациях, соответствующих выбранным отрезкам. Выполненные по уравнению (XI.36) расчеты для исчерпывающей и укрепляющей частей приведены ниже:

В исчерпывающей части колонны

| | | | | | |
|---------------------------------|-------|--------|-------|--------|-------|
| x | 0,022 | 0,0715 | 0,121 | 0,1705 | 0,220 |
| y^* | 0,066 | 0,165 | 0,255 | 0,348 | 0,425 |
| y | 0,022 | 0,111 | 0,200 | 0,290 | 0,380 |
| $y^* - y$ | 0,044 | 0,054 | 0,055 | 0,058 | 0,045 |
| m | 2,5 | 2,15 | 1,86 | 1,60 | 1,43 |
| $\frac{1}{K_{\Gamma}}$ | | | 0,714 | | |
| $\frac{m}{k_{\text{ж}}}$ | 0,595 | 0,511 | 0,443 | 0,381 | 0,340 |
| $\frac{1}{K_{\Gamma}}$ | 1,309 | 1,229 | 1,157 | 1,095 | 1,054 |
| $\frac{1}{K_{\Gamma}(y^* - y)}$ | 29,8 | 22,8 | 21,0 | 18,9 | 23,4 |

В укрепляющей части колонны

| | | | | | |
|---------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| x | 0,22 | 0,39 | 0,56 | 0,73 | 0,89 |
| y^* | 0,425 | 0,639 | 0,782 | 0,888 | 0,962 |
| y | 0,38 | 0,51 | 0,64 | 0,77 | 0,89 |
| $y^* - y$ | 0,045 | 0,129 | 0,142 | 0,118 | 0,072 |
| m | 1,43 | 0,98 | 0,709 | 0,538 | 0,428 |
| $\frac{1}{K_{\Gamma}}$ | | | 0,714 | | |
| $\frac{m}{k_{\text{ж}}}$ | 0,340 | 0,233 | 0,169 | 0,128 | 0,102 |
| $\frac{1}{K_{\Gamma}}$ | 1,054 | 0,947 | 0,883 | 0,842 | 0,816 |
| $\frac{1}{K_{\Gamma}(y^* - y)}$ | 23,4 | 7,3 | 6,2 | 7,1 | 11,3 |

С помощью формулы Симпсона и вышеприведенных данных получаем: для исчерпывающей части

$$\int_{0,022}^{0,380} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{0,380 - 0,022}{6 \cdot 2} [(23,4 + 29,8) + 2 \cdot 21 + 4(22,8 + 18,9)] = 7,82$$

$$F_{\text{исч}} = G \int_{0,022}^{0,380} \frac{dy}{y^* - y} = D(R + 1) 7,82 = 3,77(3,25 + 1) 7,82 = 125 \text{ м}^2$$

$$H_{\text{исч}} = \frac{F_{\text{исч}}}{\sigma \cdot S} = \frac{125}{95 \cdot 0,282} = 4,66 \text{ м}$$

где S — площадь поперечного сечения колонны; σ — удельная поверхность насадки.

для укрепляющей части

$$\int_{0,380}^{0,89} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{0,89 - 0,380}{6 \cdot 2} [11,3 + 23,4 + 2 \cdot 6,2 + 4 (7,3 + 7,1)] = 4,4$$

$$F_{\text{укр}} = G \int_{0,380}^{0,89} \frac{dy}{y^* - y} = 3,77 \cdot 4,25 \cdot 4,4 = 71 \text{ м}^2$$

$$H_{\text{укр}} = \frac{71}{95 \cdot 0,282} = 2,65 \text{ м}$$

Общая высота слоя насадки составит

$$H = H_{\text{исч}} + H_{\text{укр}} = 4,66 + 2,65 = 7,31 \text{ м}$$

ЗАДАЧИ

Задача XI.1. 100 кмоль смеси бензол — толуол, содержащей 70 мольн. % бензола, подвергают простой перегонке, пока концентрация смеси не достигнет 20 мольн. % бензола. Определить: 1) количество остатка L_k и 2) концентрацию дистиллята.

Задача XI.2. Эквимольную смесь пропан — бутан подвергают простой перегонке при давлении 15 атм для отгонки 40 мольн. % исходного количества. Определить: 1) конечную концентрацию остатка и 2) концентрацию дистиллята. Равновесные данные:

| | | | | | | | | | | | |
|--------------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|-------|-------|------|
| t °C . . . | 45 | 50 | 55 | 60 | 65 | 70 | 73 | 75 | 80 | 87 | 95 |
| x . . . | 0,90 | 0,80 | 0,70 | 0,593 | 0,50 | 0,418 | 0,375 | 0,3425 | 0,275 | 0,20 | 0,10 |
| y^* . . . | 0,98 | 0,935 | 0,883 | 0,801 | 0,730 | 0,656 | 0,615 | 0,580 | 0,492 | 0,376 | 0,22 |

Задача XI.3. Эквимольную смесь пропан — бутан подвергают равновесной перегонке при давлении 15 атм до испарения 40% исходной смеси. Определить: 1) равновесный состав жидкой фазы и 2) температуру перегонки. Равновесные данные приведены в предыдущей задаче.

Задача XI.4. Эквимольную смесь углеводородов, содержащую гексан (1), гептан (2), октан (3) и нонан (4), подвергают простой перегонке до испарения 80 мольн. % исходной смеси. Определить состав кубового остатка и дистиллята. Даны относительные летучести по нонану: $\alpha_1 = 10$; $\alpha_2 = 4,5$; $\alpha_3 = 2,0$; $\alpha_4 = 1$.

Задача XI.5. Смесь, содержащую 10 мольн. % пропана (1), 65 мольн. % *n*-бутана (2) и 25 мольн. % *n*-пентана (3), подвергают равновесной перегонке. Определить: 1) мольную степень разделения и 2) равновесный состав фаз. Даны константы равновесия: $k_1 = 6,34$; $k_2 = 1,37$ и $k_3 = 0,32$.

Задача XI.6. Смесь углеводородов, содержащую 10,2 мольн. % изобутана (1), 11,4 мольн. % *n*-пентана (2), 15,8 мольн. % изопентана (3), 46,6 мольн. % *n*-гексана (4), 12,5 мольн. % гептана (5)

и 3,5 мольн. % *n*-октана (6), подвергают равновесной перегонке при температуре 160°С и давлении 10 атм. Определить: 1) мольную степень разделения и 2) состав полученных продуктов. Даны константы равновесия: $k_1 = 3,6$; $k_2 = 1,79$; $k_3 = 1,60$; $k_4 = 0,95$; $k_5 = 0,60$; $k_6 = 0,30$.

Задача XI.7. В ректификационной колонне непрерывного действия подвергают разделению смесь бензол — толуол, содержащую 40% бензола. Расход смеси 30 000 кг/ч. Дистиллят содержит 97% бензола, а кубовый остаток — 98% толуола. Определить: 1) количества полученных продуктов и 2) число теоретических тарелок по методу Мак-Кэба — Тиле. Флегмовое число $R = 3,5$.

Задача XI.8. 1000 кмоль смеси бензол — толуол, содержащей 40 мольн. % бензола, подвергают ректификации с целью получения дистиллята, содержащего 95 мольн. % бензола, и остатка, содержащего 96,66 мольн. % толуола. Определить: 1) количество полученных продуктов; 2) минимальное флегмовое число; 3) число теоретических тарелок при бесконечном флегмовом числе; 4) число теоретических тарелок при флегмовом числе $R = 1,47 R_{\text{мин}}$.

Задача XI.9. Определить оптимальное флегмовое число для ректификационной колонны, в которой происходит разделение смеси метиловый спирт — вода. Концентрация метилового спирта в исходной смеси составляет 40%; дистиллят содержит 98,5%, а кубовый остаток 1,5% метилового спирта.

Задача XI.10. Определить действительное число тарелок в ректификационной колонне для получения метилового спирта из его смеси с водой. Исходная смесь содержит 40%, дистиллят 98,5%, а кубовый остаток 1,5% метилового спирта. Расход смеси равен 5000 кг/ч; флегмовое число $R = 1,25$; диаметр колонны $d_k = 1,24$ м; коэффициенты массоотдачи, отнесенные к рабочей площади тарелки, $k_r = 272 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta y)^{-1}$ и $k_{жк} = 380 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1} (\Delta x)^{-1}$; рабочая площадь тарелки составляет 80% сечения колонны.

ЛИТЕРАТУРА

- Стабников В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965.
 Багатуров С. А., Теория и расчет перегонки и ректификации, Гостоптехиздат, 1961.
 Платонов В. М., Берго Б. Г., Разделение многокомпонентных смесей, Изд. «Химия», 1965.
 Холланд Ч. Д., Многокомпонентная ректификация, Изд. «Химия», 1969.
 Коган В. Б., Азеотропная и экстрактивная ректификация, Госхимиздат, 1971.
 Kirschbaum E., Distillier und Rektifiziertchnik, Berlin, Springer, 1960.
 Van Winkle, Distillation, New York, Mc Graw-Hill, 1967.
 Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В., Равновесие между жидкостью и паром, кн. 1, 2, Изд. «Наука», 1966.
 Хала Э., Пнк И., Фрид В., Вилим О., Равновесие между жидкостью и паром, пер. с англ., Издательство, 1962.

ЖИДКОСТНАЯ ЭКСТРАКЦИЯ

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА
И ГРАФИЧЕСКОЕ ИЗОБРАЖЕНИЕ УСЛОВИЙ РАВНОВЕСИЯ

Экстракция представляет собой процесс разделения, основанный на различной растворимости компонентов смеси в каком-либо растворителе (экстрагенте) или в смеси нескольких растворителей; если исходная смесь находится в жидком состоянии и экстракция происходит в системе жидкость — жидкость, то такой процесс называют обычно *жидкостной экстракцией*.

Если гомогенная смесь компонентов A и B контактирует с селективным растворителем (экстрагентом) S , то после перемешивания и отстаивания фаз образуются два слоя: рафинат, содержащий почти весь компонент A и небольшие количества компонента B и экстрагента S , и экстракт, содержащий небольшое количество компонента A , почти весь компонент B и экстрагент S . Тогда принцип простой экстракции может быть представлен следующей схемой:

$$\underbrace{[(A+B)+S]}_{\text{Исходная смесь}} = \underbrace{[(A-a)+b+s]}_{\text{Экстрагент}} + \underbrace{[a+(B-b)+(S-s)]}_{\text{Рафинат}} + \underbrace{[a+(B-b)+(S-s)]}_{\text{Экстракт}}$$

Диаграммы для расчета процессов экстракции

При расчетах экстракционных процессов используют главным образом треугольные диаграммы и диаграммы $S-B$; при практически полной взаимной нерастворимости — диаграммы y, x .

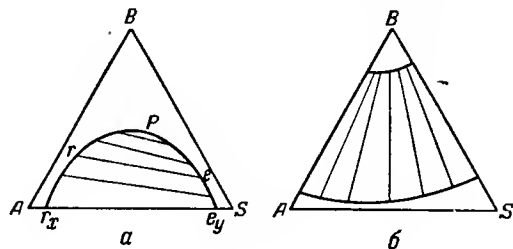


Рис. XII-1. Треугольные диаграммы для различных типов тройных смесей.

Треугольная диаграмма. Составы смесей изображают с помощью треугольника Гиббса; его вершины характеризуют чистые компоненты A , B и S , а на сторонах отложены весовые (иногда молярные) проценты. На рис. XII-1 представлены треугольные диаграммы наиболее часто встречающихся типов тройных смесей: 1-й

тип (рис. XII-1, а) представляет собой случай двух частично смешивающихся компонентов A и S (пары $A-B$ и $B-S$ смешиваются во всех отношениях), а 2-й тип (рис. XII-1, б) — случай, когда компонент B частично смешивается с остальными двумя компонентами A и S (A и S смешиваются в любых отношениях).

Кривая $rxpe_y$, разделяющая гетерогенную и гомогенную области, называется *бинодальной кривой* или *изотермой насыщения*, причем точка p является критической. Точки r и e , изображающие две находящиеся в равновесии жидкие фазы, называются сопряженными точками, а соединяющий их отрезок re — *коннодой*. Бинодальную кривую строят по экспериментальным точкам, характеризующим составы находящихся в равновесии жидких фаз при

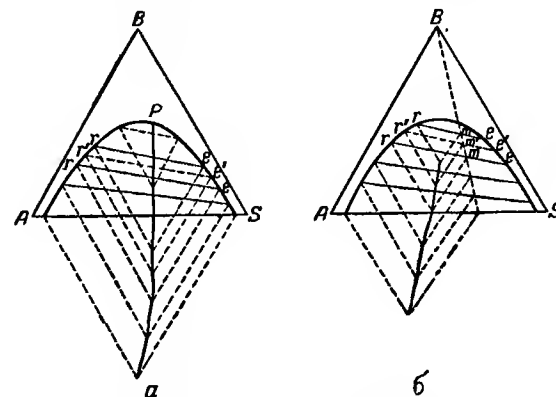


Рис. XII-2. Интерполяционное нахождение коннод.

различной концентрации всех трех компонентов A , B и S ; при этом на треугольной диаграмме могут быть проведены и соответствующие конноды. Однако на практике при расчете экстракционных процессов довольно часто возникает необходимость построения конноды, соответствующей определенной смеси E (экстракт) или R (рафинат), которая располагается на бинодальной кривой, либо построения конноды, соответствующей некоторой исходной смеси M ; при этом известными из экспериментальных данных являются положения нескольких других коннод, но не искомой. В этих случаях для построения конноды прибегают к графической интерполяции. На рис. XII-2, а приведен пример интерполяционного построения конноды для данной смеси R , состав которой на бинодальной кривой представлен точкой r' ; пунктиры из точек r и e проведены параллельно сторонам BS и AB треугольника соответственно, в результате чего получена пунктирная линия $r'e'$, представляющая собой искомую конноду. Аналогичным образом строят (рис. XII-2, б) и конноду $r'e'$, соответствующую данной исходной смеси M (точка m' на диаграмме).

Диаграмма S—B. Эту диаграмму нередко используют с целью увеличения масштаба и, следовательно, точности расчетов. На рис. XII-3а представлена диаграмма S—B для тройных смесей

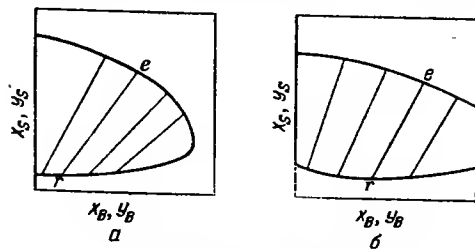


Рис. XII-3. Диаграмма S—B.

первого типа, а на рис. XII-3б — для тройных смесей второго типа.

Координаты диаграммы:
ордината

$$X_S = \frac{x_S}{x_A + x_B} \quad (\text{XII. 1})$$

$$Y_S = \frac{y_S}{y_A + y_B} \quad (\text{XII. 2})$$

абсцисса

$$X_B = \frac{x_B}{x_A + x_B} \quad (\text{XII. 3})$$

$$Y_B = \frac{y_B}{y_A + y_B} \quad (\text{XII. 4})$$

где x_A, x_B, x_S — концентрации компонентов A, B и экстрагента S в рафинате, вес.%; y_A, y_B, y_S — соответствующие концентрации в экстракте, вес.%; X_S, X_B — концентрации экстрагента и компонента B в рафинате, вычисленные без учета экстрагента; Y_S, Y_B — концентрации экстрагента и компонента B в экстракте, вычисленные без учета экстрагента.

ПРОЦЕССЫ ЭКСТРАКЦИИ

Одноступенчатая экстракция

Исходную смесь R_0 , состоящую из компонентов A и B, приводят в соприкосновение с экстрагентом S с целью получения рафината R_1 , как можно более обогащенного компонентом A, и экстракта E_1 , как можно более обогащенного компонентом B (рис. XII-4а). Способ изображения и расчета простой одноступенчатой экстракции с помощью треугольной диаграммы представлен на рис. XII-4б.

Графический расчет заключается в проведении прямой через фигуративные точки R_0 (исходная смесь) и S_1 (экстрагент), определении положения точки M, изображающей образовавшуюся смесь, и интерполяционного построения конноды, соответствующей точке M; пересечения конноды с бинальной кривой дают составы рафината R_1 и экстракта E_1 , полученных в результате экстракции.

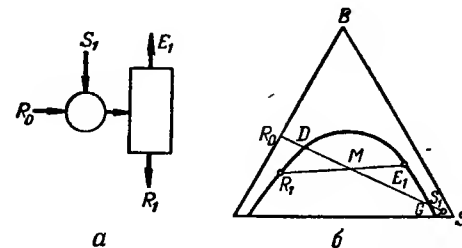


Рис. XII-4. Простая одноступенчатая экстракция.

Материальный баланс. Общий материальный баланс процесса определяется выражением

$$R_0 + S_1 = R_1 + E_1 = M \quad (\text{XII. 5})$$

где M — общее количество смеси, образовавшейся при смешении исходной жидкости R_0 с экстрагентом S, кг или кг/ч, в зависимости от того, периодический или непрерывный процесс.

Материальный баланс по компоненту B выражается соотношением

$$R_0 x_{B, R_0} + S_1 x_{B, S_1} = R_1 x_{B, R_1} + E_1 y_{B, E_1} = M x_{B, M} \quad (\text{XII. 6})$$

где x_B, y_B выражены в вес.%; первый индекс у x и y относится к компоненту, а второй — к точке, в которой рассматривается концентрация.

Из уравнений (XII. 5) и (XII. 6) определяют полученные в результате экстракции количества рафината и экстракта

$$E_1 = \frac{M(x_{B, M} - x_{B, R_1})}{y_{B, E_1} - x_{B, R_1}} \quad (\text{XII. 6a})$$

$$R_1 = M - E_1 \quad (\text{XII. 7})$$

Из треугольника Гиббса количество рафината и экстракта можно определить и графическим путем из соотношений

$$E_1 = M \frac{\overline{R_1 M}}{\overline{R_1 E_1}} \quad (\text{XII. 8})$$

$$R_1 = M \frac{\overline{E_1 M}}{\overline{R_1 E_1}} \quad (\text{XII. 9})$$

Определение положения фигуративной точки M образующейся смеси. Графическим путем его определяют из соотношения

$$\frac{R_0}{S_1} = \frac{\overline{MS}_1}{R_0M} \quad (\text{XII. 10})$$

аналитическим — из частного материального баланса для компонента B или для экстрагента S

$$x_{B, M} = \frac{R_0 x_{B, R_0} + S_1 x_{B, S_1}}{M} \quad (\text{XII. 11})$$

$$x_{S_1, M} = \frac{R_0 x_{S, R_0} + S_1 x_{S, S_1}}{M} \quad (\text{XII. 12})$$

Определение минимального количества растворителя. Для этого используют соотношения

$$S_{\min} = R_0 \frac{\overline{R_0 D}}{\overline{DS}_1} = \frac{R_0 (x_{S, D} - x_{S, R_0})}{x_{S, S_1} - x_{S, D}} \quad (\text{XII. 13})$$

$$S_{\max} = R_0 \frac{\overline{GR_0}}{\overline{GS}_1} = \frac{R_0 (y_{S, G} - x_{S, R_0})}{x_{S, S_1} - y_{S, G}} \quad (\text{XII. 14})$$

где S_{\min} , S_{\max} — минимальное и максимальное количества растворителя.

Расчет простой одноступенчатой экстракции может быть выполнен и с помощью диаграммы $S-B$ (рис. XII-5), на которой сохранены обозначения рис. XII-4; соотношения, выведенные для треугольной диаграммы, остаются действительными и в этом случае. При этом количества R и E определяются без учета растворителя.

Координаты точки M находят из соотношений

$$x_{S, M} = \frac{R'_0 x_{S, R_0} + S'_1 x_{S, S_1}}{R'_0 + S'_1} \quad (\text{XII. 15})$$

$$x_{B, M} = \frac{R'_0 x_{B, R_0} + S'_1 x_{B, S_1}}{R'_0 + S'_1} \quad (\text{XII. 16})$$

где S'_1 — количество экстрагента без учета чистого растворителя.

Количество полученного экстракта определяется следующим образом:

$$E'_1 = M' \frac{x_{S, M} - x_{S, R_1}}{y_{S, E_1} - x_{S, R_1}} = M' \frac{x_{B, M} - x_{B, R_1}}{y_{B, E_1} - x_{B, R_1}} \quad (\text{XII. 17})$$

где E'_1 — количество экстракта без учета чистого растворителя (экстрагента); $M' = R'_0 + S'$ — общее количество смеси без учета чистого растворителя.

Количество экстракта E_1 при этом равно:

$$E_1 = E'_1 (1 + Y_{S, E_1}) \quad (\text{XII. 18})$$

Минимальное и максимальное количества экстрагента составляют

$$S'_{\min} = \frac{R'_0 (x_{S, D} - x_{S, R_0})}{x_{S, S_1} - x_{S, D}} \quad (\text{XII. 19})$$

$$S'_{\max} = \frac{R'_0 (y_{S, G} - x_{S, R_0})}{x_{S, S_1} - y_{S, G}} \quad (\text{XII. 20})$$

Если используют чистый растворитель, то предыдущие выражения упрощаются $S' = 0$; $S' x_{S, S_1} = S$; $x_{B, S_1} = 0$ и $R'_0 = M'$ в этом случае последние два уравнения принимают вид

$$S_{\min} = R'_0 (x_{S, D} - x_{S, R_0}) \quad (\text{XII. 21})$$

$$S_{\max} = R'_0 (y_{S, G} - x_{S, R_0}) \quad (\text{XII. 22})$$

Следует также иметь в виду, что при работе с чистым растворителем точка S на диаграмме $S-B$, изображенной на рис. XII-5, расположена в бесконечности, а прямая $R_0 S$ параллельна оси ординат.

Многоступенчатая экстракция при перекрестном токе

Этот процесс (см. схему на рис. XII-6) на каждой своей ступени аналогичен одноступенчатой экстракции; растворитель при

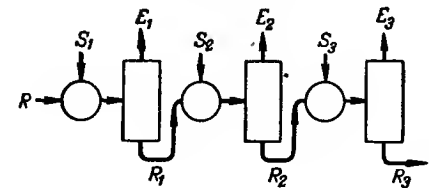


Рис. XII-6. Принципиальная схема многоступенчатой экстракции с перекрестным током.

этом добавляют несколькими порциями с целью достижения более полного разделения. Графическое изображение многоступенчатой экстракции с перекрестным током на треугольной диаграмме и на диаграмме $S-B$ показано на рис. XII-7 и XII-8. Число теоретических ступеней экстракции, необходимых в рассматриваемом на этих рисунках случае для достижения заданной степени разделения, соответствует индексу конечного рафината. Все приведенные выше формулы для простой одноступенчатой экстракции остаются действительными для каждой отдельной ступени данного процесса.

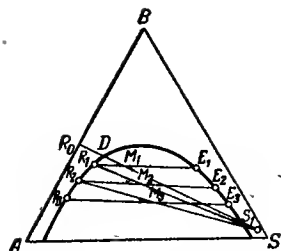


Рис. XII-7. Графическое изображение многоступенчатой экстракции с перекрестным током на треугольной диаграмме.

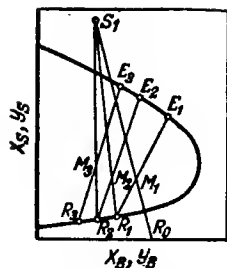


Рис. XII-8. Графическое изображение многоступенчатой экстракции с перекрестным током на диаграмме S-B.

Противоточная многоступенчатая экстракция

Схема этого процесса представлена на рис. XII-9.

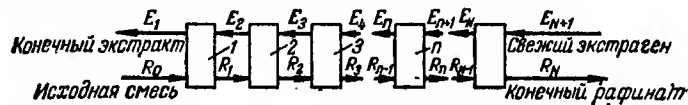


Рис. XII-9. Принципиальная схема противоточной многоступенчатой экстракции.

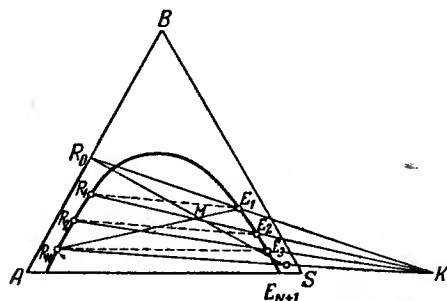


Рис. XII-10. Графическое изображение противоточной многоступенчатой экстракции на треугольной диаграмме.

Определение числа теоретических ступеней экстракции с помощью треугольной диаграммы. Графическое изображение процесса на треугольной диаграмме показано на рис. XII-10.

Положение точки M на прямой R_0E_{N+1} находят графически или аналитически с помощью уравнений (XII. 10)—(XII. 12), записанных для конечного рафината R_N , конечного экстракта E_1 и экстрагента E_{N+1} , составы которых определяются из условий задачи и графических построений.

Для определения положения точки K продолжают прямые R_0E_1 и R_NE_{N+1} до их пересечения. Все прямые вида R_nE_{n+1} , называемые секущими, проходят через точку K в соответствии с соотношением

$$E_{n+1} - R_n = E_1 - R_0 = E_{N+1} - R_N = K \quad (\text{XII. 23})$$

Число теоретических ступеней экстракции равно числу соединительных прямых, использованных для перехода от исходной смеси R_0 к конечному рафинату R_N .

Количество конечного экстракта E_1 можно определить графическим путем из соотношения

$$E_1 = \frac{M(x_{B,M} - x_{B,R_N})}{y_{B,E_1} - x_{B,R_N}} \quad (\text{XII. 24})$$

где $M = R_0 + E_{N+1}$ — общее количество исходной смеси и экстрагента, кг; R_0 — количество исходной смеси, кг; E_{N+1} — количество экстрагента, кг; $x_{B,M}$ — концентрация компонента B в общей смеси, вес.%; x_{B,R_N} — концентрация компонента B в конечном рафинате, вес.%; y_{B,E_1} — концентрация компонента B в конечном экстракте, вес. %.

Количество рафината, полученного после n-ой ступени

$$R_n = \frac{R_{n-1}(x_{B,R_{n+1}} - y_{B,E_{n+1}}) + E_n(y_{B,E_{n+1}} - y_{B,E_n})}{x_{B,R_n} - y_{B,E_{n+1}}} \quad (\text{XII. 25})$$

Определение числа теоретических ступеней экстракции с помощью диаграммы y-x аналогично определению числа теорети-

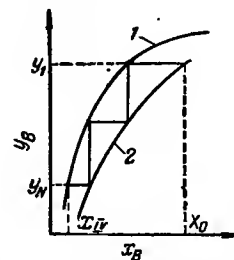


Рис. XII-11. Определение числа теоретических ступеней по диаграмме y-x: 1 — линия равновесия y_n, x_n ; 2 — рабочая линия y_{n+1}, x_0 .

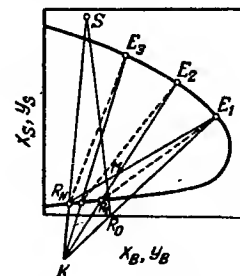


Рис. XII-12. Графическое изображение противоточной многоступенчатой экстракции на диаграмме S-B.

ческих тарелок ректификационной колонны и поясняется диаграммой, приведенной на рис. XII-11 (x_B и y_B — концентрации компонента B в рафинате и экстракте). Кривую равновесия y_n, x_n строят на основе экспериментальных данных. Значения концентраций y_{n+1}, x_n , необходимые для построения рабочей линии, получают из треугольной диаграммы, проводя из точки K произвольные

прямые и находя пары точек пересечения этих прямых с бинодальной кривой.

Определение числа теоретических ступеней по диаграмме S—B аналогично соответствующему методу расчета по треугольной диаграмме и представлено на рис. XII-12. Точку *M* определяют с помощью соотношений (XII. 15) и (XII. 16). Для определения точки *K* вычисляют координаты $X_{S,K}$ и $X_{B,K}$

$$X_{B,K} = \frac{R'_0 X_{B,R_0} - E'_1 Y_{B,E_1}}{R'_0 - E'_1} \quad (\text{XII. 26})$$

$$X_{S,K} = \frac{R'_0 X_{S,R_0} - E'_1 Y_{S,E_1}}{R'_0 - E'_1} \quad (\text{XII. 27})$$

Количество конечного экстракта E'_1 (без учета экстрагента) определяют из соотношения

$$E'_1 = M' \frac{X_{S,M} - X_{S,R_N}}{Y_{S,E} - X_{S,R_N}} \quad (\text{XII. 28})$$

а количество рафината R'_n (без учета экстрагента), получаемого после выхода из *n*-ой ступени, — из соотношения

$$R'_n = \frac{R'_{n-1} (X_{S,R_{n-1}} - Y_{S,E_{n+1}}) - E'_n (Y_{S,E_{n+1}} - Y_{S,E_n})}{Y_{S,R_n} - Y_{S,E_{n+1}}} \quad (\text{XII. 29})$$

Определение числа теоретических ступеней по диаграмме Y—X аналогично методу, основанному на использовании диаграммы *y—x* (см. рис. XII-11), с тем различием, что координаты рабочей линии Y_{n+1} , X_n находят не по треугольной диаграмме, а по диаграмме *S—B*.

ПРИМЕРЫ

Пример XII.1. Построить бинодальную кривую и провести конноды на треугольной диаграмме для системы вода (A)—ацетон (B)—трихлорэтан (S), пользуясь опытными данными, приведенными в табл. XII-1.

Таблица XII-1. Равновесные концентрации (в вес. %) компонентов системы вода (A)—ацетон (B)—трихлорэтан (S)

| В слое воды <i>x</i> | | | В слое трихлорэтана <i>y</i> | | | В слое воды <i>x</i> | | | В слое трихлорэтана <i>y</i> | | |
|----------------------|-------|------|------------------------------|-------|-------|----------------------|-------|------|------------------------------|-------|-------|
| A | B | S | A | B | S | A | B | S | A | B | S |
| 93,52 | 5,86 | 0,52 | 0,32 | 8,75 | 90,93 | 62,65 | 35,73 | 1,60 | 4,26 | 48,21 | 47,53 |
| 85,35 | 13,97 | 0,68 | 0,90 | 20,78 | 78,32 | 50,20 | 46,05 | 3,75 | 8,90 | 57,40 | 33,70 |
| 80,16 | 19,05 | 0,79 | 1,33 | 27,66 | 71,01 | 41,70 | 51,78 | 6,52 | 13,40 | 60,34 | 26,26 |
| 73,00 | 26,00 | 1,00 | 2,09 | 37,06 | 60,85 | | | | | | |

Решение. Делим стороны равностороннего треугольника (рис. XII-13) на 100 равных частей. Каждая из сопряженных точек, как показано на рисунке, находится на пересечении прямых, проведенных из точек на сторонах треугольника, отвечающих концентрации соответствующего компонента, параллельно стороне, противолежащей вершине, которая соответствует этому компоненту. Кривая, соединяющая полученные таким образом точки *R* и *E*, представляет собой бинодальную кривую, а отрезки, соединяющие каждую пару точек, являются коннодами.

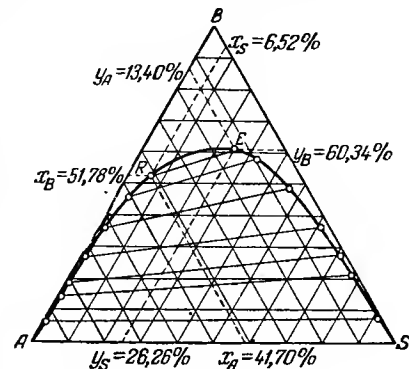


Рис. XII-13. Диаграмма равновесия системы вода (A)—ацетон (B)—трихлорэтан (S).

Решение. Строим в треугольной диаграмме бинодальную кривую и проводим известные конноды. Из известных сопряженных точек проводим (рис. XII-14) прямые, параллельные сторонам треугольника: из точек *E* — стороне *AB*, а из точек *R* — стороне *BS*. Геометрическое место точек пересечения построенных таким образом прямых представляет собой вспомогательную интерполяционную кривую для построения неизвестной конноды, расположенной между двумя известными. Находим на бинодальной кривой точку *R*₁, которой соответствует заданный в примере состав. Из точки *R*₁ проводим прямую, параллельную стороне *BS* треугольника, и из точки пересечения *f*₁ этой прямой со вспомогательной кривой проводим прямую, параллельную стороне *AB*. Точка *E*₁, характеризующая состав фазы, находящейся в равновесии с *R*₁, находится на пересечении этой прямой с бинодальной кривой. Соединив обе точки, получим искомую конноду. Найдем состав экстракта *E*₁

$$y_{A,E_1} = 2,85\%; \quad y_{B,E_1} = 41,67\%; \quad y_{S,E_1} = 53,48\%$$

Количества находящихся в равновесии фаз *R*₁ и *E*₁ определяем из общего материального баланса и из материального баланса по компоненту *B*

$$M_1 = R_1 + E_1$$

$$M_1 x_{B,M_1} = R_1 x_{B,R_1} + E_1 y_{B,E_1}$$

Подставив известные величины в эти уравнения, получим систему

$$100 = R_1 + E_1$$

$$40 = 0,2954 R_1 + 0,4167 E_1$$

откуда

$$R_1 = 14 \text{ кг}; \quad E_1 = 86 \text{ кг}$$

Пример XII.3. Построить конноду для системы вода — ацетон — трихлорэтан, соответствующую смеси *M* состава: $x_{A,M} = 20\%$, $x_{B,M} = 50\%$ и $x_{S,M} = 30\%$. Зная общее количество смеси

$M_1 = 100$ кг, определить количества фаз R_1 и E_1 в смеси. При решении пользоваться экспериментальными данными, приведенными в табл. XII-1.

Решение. Строим треугольную диаграмму, показанную на рис. XII-15, наносим точку M_1 , соответствующую заданному составу смеси. Из вершины B проводим прямую, проходящую через точку M_1 . Дальнейшее построение ведем так же, как и в предыдущем примере, с тем отличием, что линии, параллельные AB , проводим из точек M пересечения прямой BM_1 с коннодами. Точку R_1 находим, проведя из точки M_1 прямую, параллельную AB , а из точки f_1 пересечения этой прямой со вспомогательной кривой — прямую, параллельную BS , до

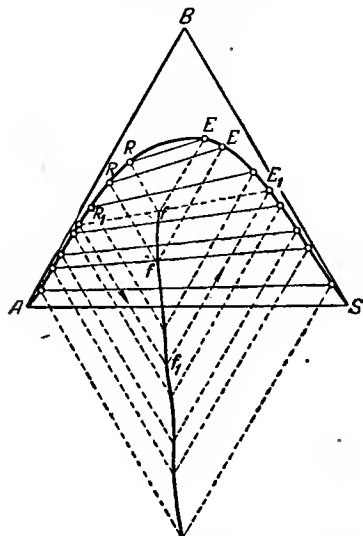


Рис. XII-14. Построение конноды, соответствующей составу рафината R_1 в примере XII. 2.

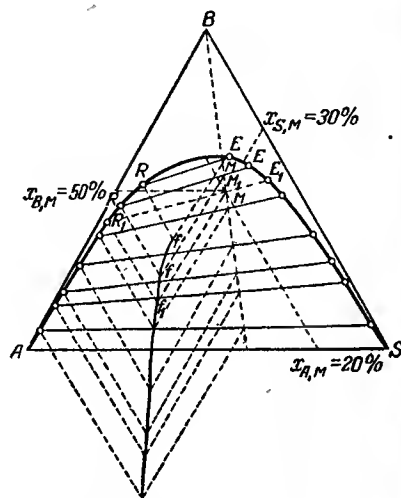


Рис. XII-15. Построение конноды, соответствующей исходной смеси M_1 в примере XII. 3.

пересечения с бинадальной кривой. Соединяем точки R_1 и M_1 прямой, которую продолжаем до пересечения с бинадальной кривой в точке E_1 ; полученная прямая R_1E_1 и представляет собой конноду, соответствующую смеси M_1 , а точки R_1 и E_1 — равновесные составы обеих фаз, на которые расслаивается эта смесь. По рис. XII-15 получаем следующие составы фаз R_1 и E_1 :

$$\begin{aligned} x_{A, R_1} &= 57,00\%; & x_{B, R_1} &= 40,90\%; & x_{S, R_1} &= 2,10\% \\ y_{A, E_1} &= 6,05\%; & y_{B, E_1} &= 53,95\%; & y_{S, E_1} &= 40\% \end{aligned}$$

Равновесные количества R_1 и E_1 , на которые расслаивается общая смесь M_1 , определяем по общему и частному материальным балансам

$$M_1 = R_1 + E_1$$

$$M_1 x_{B, M_1} = R_1 x_{B, R_1} + E_1 y_{B, E_1}$$

После подстановки числовых значений получаем систему уравнений

$$100 = R_1 + E_1$$

$$100 \cdot 0,50 = R_1 0,409 + E_1 0,5395$$

откуда

$$R_1 = 30,26 \text{ кг}; \quad E_1 = 69,74 \text{ кг}$$

Пример XII. 4. 1000 кг раствора уксусная кислота (B) — вода (A), содержащего 10% уксусной кислоты, подвергают простой одноступенчатой экстракции этиловым эфиром (S) при 20°C. Определить: 1) минимальное и максимальное количество экстрагента; 2) количества и составы полученных продуктов при расходе экстрагента, в 30 раз меньше максимального. При решении использовать данные табл. XII-2.

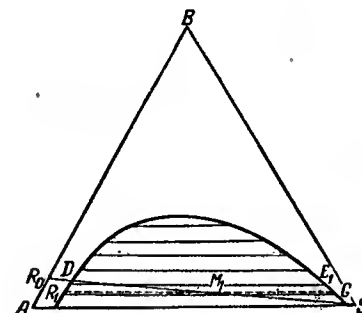


Рис. XII-16. Расчет простой одноступенчатой экстракции по треугольной диаграмме (к примеру XII. 4).

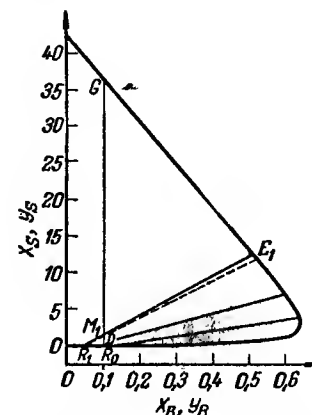


Рис. XII-17. Расчет простой одноступенчатой экстракции по диаграмме $S-B$ (к примеру XII. 4).

Решение. Воспользуемся треугольной диаграммой и диаграммой $S-B$. Для построения диаграммы $S-B$ в табл. XII-2 приведены вычисленные по экспериментальным данным значения концентрации компонента B и экстрагента S

Таблица XII-2. Равновесные концентрации фаз системы вода — уксусная кислота — этиловый эфир

| Слой воды | | | | | Слой эфира | | | | |
|-----------|-------|-------|------------------------------|-------|------------|-------|-------|------------------------------|-------|
| состав | | | состав без учета экстрагента | | состав | | | состав без учета экстрагента | |
| x_A | x_B | x_S | x_B | x_S | y_A | y_B | y_S | y_B | y_S |
| 93,0 | 0 | 6,7 | 0 | 0,072 | 2,3 | 0 | 97,7 | 0 | 42,55 |
| 88,0 | 5,1 | 6,9 | 0,055 | 0,074 | 3,6 | 3,8 | 92,6 | 0,514 | 12,53 |
| 84,0 | 8,8 | 7,2 | 0,095 | 0,078 | 5,0 | 7,3 | 87,7 | 0,593 | 7,14 |
| 78,2 | 13,8 | 8,0 | 0,150 | 0,087 | 7,2 | 12,5 | 80,3 | 0,634 | 4,07 |
| 72,1 | 18,4 | 9,5 | 0,204 | 0,105 | 10,4 | 18,1 | 71,5 | 0,635 | 2,51 |
| 65,0 | 23,1 | 11,9 | 0,263 | 0,135 | 15,1 | 23,6 | 61,3 | 0,610 | 1,58 |
| 55,7 | 27,9 | 16,4 | 0,333 | 0,196 | 23,6 | 28,7 | 47,7 | 0,549 | 0,913 |

в смесях без учета содержания экстрагента; эти расчеты выполнены по уравнениям (XII.1) — (XII.4). По данным табл. XII-2 построены треугольная диаграмма (рис. XII-16) и диаграмма $S-B$ (рис. XII.17).

Решение по треугольной диаграмме. Наносим на сторону AB точку R_0 , соответствующую исходной смеси, подвергаемой экстракции. Так как используемый экстрагент является чистым, то ему соответствует вершина S треугольника. Соединяем точку R_0 с вершиной S . Точки D и G пересечения этой прямой с бинодальной кривой представляют составы смеси M , которая образовалась бы, если бы экстракцию проводили минимальным или максимальным количеством растворителя (соответственно).

1) Определение минимального и максимального количеств экстрагента. Эти величины можно найти графическим путем или по уравнениям (XII.13) и (XII.14)

$$S_{\min} = R_0 \left(\frac{\overline{R_0 D}}{\overline{DS}} \right) = \frac{R_0 (x_{S,D} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - x_{S,D}}$$

$$S_{\max} = R_0 \left(\frac{\overline{GR_0}}{\overline{GS}} \right) = \frac{R_0 (y_{S,G} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - y_{S,G}}$$

а) Графический метод. Измерив на треугольной диаграмме (см. рис. XII-16) длину отрезков, входящих в уравнения (XII.13) и (XII.14), получим значения:

$$\overline{R_0 D} = 6,6 \text{ мм}; \quad \overline{DS} = 89 \text{ мм}; \quad \overline{R_0 G} = 93 \text{ мм}; \quad \overline{GS} = 2,6 \text{ мм}$$

Подставив эти величины в уравнения (XII.13) и (XII.14), получим: для минимального количества экстрагента

$$S_{\min} = 1000 \frac{6,6}{89} = 74,2 \text{ кг}$$

для максимального количества экстрагента

$$S_{\max} = 1000 \frac{93}{2,6} = 36\,000 \text{ кг}$$

б) Аналитический метод. Концентрации экстрагента в точках D и G находим по треугольной диаграмме: $x_{S,D} = 0,07$ и $y_{S,G} = 0,973$; так как исходная смесь не содержит растворителя, то $x_{S,R_0} = 0$; так как экстрагент является чистым, то $x_{S,S} = 1$.

Подставив эти величины в уравнения (XII.13) и (XII.14), получим: минимальное количество экстрагента

$$S_{\min} = \frac{R_0 (x_{S,D} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - x_{S,D}} = 1000 \frac{0,07 - 0}{1 - 0,07} = 75,3 \text{ кг}$$

максимальное количество экстрагента

$$S_{\max} = \frac{R_0 (y_{S,G} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - y_{S,G}} = \frac{1000 (0,973 - 0)}{1 - 0,973} = 36\,000 \text{ кг}$$

Расхождение между результатами, полученными графическим и аналитическим методами, очень мало.

2) Определение количеств и составов полученных продуктов. Для этого находим сначала точку M_1 , характеризующую смесь исходного продукта R_0 и экстрагента, и проводим конноду, соответствующую точке M_1 . На пересечениях этой конноды с бинодальной кривой в точках R_1 и E_1 имеем составы рафината и экстракта. Затем из балансовых уравнений или из графика определяем количества полученных продуктов.

Количество используемого экстрагента по условию равно

$$S = \frac{S_{\max}}{30} = \frac{36\,000}{30} = 1200 \text{ кг}$$

Для нахождения точки M_1 графическим путем используем соотношение (XII.10), переписанное в виде

$$\overline{M_1 S} = \frac{R_0}{R_0 + S} \quad \overline{R_0 S} = \frac{1000}{1000 + 1200} \quad 95,6 = 43,5 \text{ мм}$$

где 95,6 мм — длина отрезка $\overline{R_0 S}$.

Можно также определить положение точки M_1 , вычислив две из трех ее координат, по уравнениям (XII.11) и (XII.12)

$$x_{B,M_1} = \frac{R_0 x_{B,R_0} + S x_{B,S}}{M_1} = \frac{1000 \cdot 0,1 + 0}{2200} = 0,0455$$

$$x_{S,M_1} = \frac{R_0 x_{S,R_0} + S x_{S,S}}{M_1} = \frac{0 + 1200 \cdot 1}{2200} = 0,545$$

После определения положения точки M_1 и построения конноды $R_1 E_1$ по треугольной диаграмме (см. рис. XII-16) находим следующие составы рафината R_1 и экстракта E_1 :

$$x_{A,R_1} = 0,877; \quad x_{B,R_1} = 0,053; \quad x_{S,R_1} = 0,07$$

$$y_{A,E_1} = 0,038; \quad y_{B,E_1} = 0,04; \quad y_{S,E_1} = 0,922$$

Количества рафината и экстракта можно определить графически или аналитически. Для аналитического определения пользуемся выражениями (XII.16) и (XII.17)

$$E_1 = \frac{M_1 (x_{B,M_1} - x_{B,R_1})}{y_{B,E_1} - x_{B,R_1}}$$

и

$$R_1 = M_1 - E_1$$

Подставив числовые величины в эти уравнения, получим

$$E_1 = \frac{2200 (0,0455 - 0,053)}{4 - 5,3} = 1270 \text{ кг}$$

$$R_1 = 2200 - 1270 = 930 \text{ кг}$$

Измерив длину отрезков $\overline{R_1 M_1}$ и $\overline{R_1 E_1}$ по треугольной диаграмме, согласно (XII.8), получим

$$E_1 = M_1 \frac{\overline{R_1 M_1}}{\overline{R_1 E_1}} = 2200 \frac{47,3}{84,5} = 1230 \text{ кг}$$

Решение с помощью диаграммы $S-B$ (рис. XII-17). Находим точку R_0 ; так как используется чистый экстрагент, то прямая $R_0 G$ будет параллельна оси ординат (фигуративная точка S находится в бесконечности). Далее находим точку M_1 и с помощью интерполяции определяем положение соответствующей конноды и точек E_1 и R_1 .

1) Определение минимального и максимального количеств экстрагента. Так как экстрагент является чистым, то можно пользоваться уравнениями (XII.21) и (XII.22)

$$S_{\min} = R'_0 (X_{S,D} - X_{S,R_0})$$

$$S_{\max} = R'_0 (Y_{S,G} - X_{S,R_0})$$

По рис. XII-17 имеем

$$X_{S, D} = 0,075; \quad Y_{S, G} = 36$$

Подставив эти величины в указанные уравнения, получим

$$S_{\min} = 1000 (0,075 - 0) = 75 \text{ кг}$$

$$S_{\max} = 1000 (36 - 0) = 36\,000 \text{ кг}$$

т. е. те же значения, которые были получены по треугольной диаграмме.

2) Определение количеств и составов полученных продуктов. Находим точку M_1 , определив ее координаты по выражениям (XII.15) и (XII.16)

$$X_{S, M_1} = \frac{R'_0 X_{S, R_0} + S' X_{S, S}}{R'_0 + S'} = \frac{0 + 1200}{1000} = 1,2$$

(так как используемый растворитель является чистым, то $S' X_{S, S} = S$ и $S' = 0$)

$$X_{B, M_1} = \frac{R'_0 X_{B, R_0} + S' X_{B, S}}{R'_0 + S'} = \frac{1000 \cdot 0,1 + 0}{1000} = 0,1$$

После нахождения точки M_1 строим соответствующую конноду и находим точки R_1 и E_1 , соответствующие полученным рафинату и экстракту. По рис. XII-17

$$X_{B, R_1} = 0,057; \quad X_{S, R_1} = 0,075 \quad Y_{B, E_1} = 0,52; \quad Y_{S, E_1} = 12$$

Используя приведенные соотношения для пересчета концентраций, получим следующие составы продуктов

$$x_{A, R_1} = \frac{1 - X_{B, R_1}}{1 + X_{S, R_1}} = \frac{1 - 0,057}{1 + 0,075} = 0,877$$

$$y_{A, E_1} = \frac{1 - Y_{B, E_1}}{1 + Y_{S, E_1}} = \frac{1 - 0,52}{1 + 12} = 0,037$$

$$x_{B, R_1} = \frac{X_{B, R_1}}{1 + X_{S, R_1}} = \frac{0,057}{1,075} = 0,053$$

$$y_{B, E_1} = \frac{Y_{B, E_1}}{1 + Y_{S, E_1}} = \frac{0,52}{13} = 0,04$$

$$x_{S, R_1} = \frac{X_{S, R_1}}{1 + X_{S, R_1}} = \frac{0,075}{1,075} = 0,07$$

$$y_{S, E_1} = \frac{Y_{S, E_1}}{1 + Y_{S, E_1}} = \frac{12}{13} = 0,923$$

Количество экстракта E'_1 без учета экстрагента определяем из выражения (XII. 17).

$$E'_1 = M'_1 \frac{X_{S, M_1} - X_{S, R_1}}{Y_{S, E_1} - X_{S, R_1}} = 1000 \frac{1,2 - 0,075}{12 - 0,075} = 94,3 \text{ кг}$$

Общее количество экстракта находим по уравнению (XII. 18)

$$E_1 = E'_1 (1 + Y_{S, E_1}) = 94,3 (1 + 12) = 1230 \text{ кг}$$

$$R_1 = 2200 - 1230 = 970 \text{ кг}$$

Расхождения между результатами, полученными с помощью обоих методов, невелики и обусловлены ошибками отсчета соответствующих величин на диаграммах.

Пример XII.5. 1000 кг раствора ацетона (B) в воде (A), содержащего 50% ацетона, подвергают экстракции метилизобутилкетонем (S) для получения рафината, содержащего 10% ацетона. Определить потребное количество теоретических ступеней, если экстракцию проводят перекрестным током, причем в каждой ступени используется 250 кг чистого растворителя.

При решении задачи воспользоваться экспериментальными данными, приведенными в табл. XII-3.

Решение. Чтобы при решении можно было пользоваться не только треугольной диаграммой, но и диаграммой $S-B$, в табл. XII-3 приведены также вычисленные на основе экспериментальных данных концентрации B и S без учета экстрагента. По данным табл. XII-3 строим треугольную диаграмму (рис. XII-18) и диаграмму $S-B$ (рис. XII-19). Решение задачи заключается в многократном повторении расчетов, выполненных для простой одноступенчатой экстракции: полученный после первой ступени рафинат снова обрабатывают свежим экстрагентом, причем получают новый рафинат, который опять подвергают экстракции новой порцией свежего экстрагента, и т. д., пока не будет получен рафинат требуемого состава.

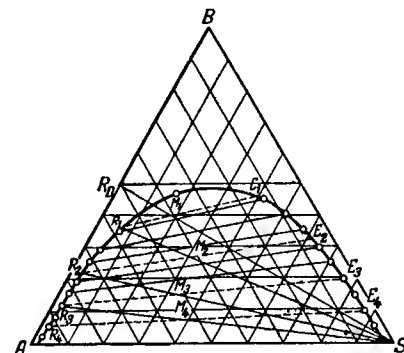


Рис. XII-18. Расчет многоступенчатой экстракции с перекрестным током по треугольной диаграмме (к примеру XII.5).

Таблица XII-3. Равновесные концентрации фаз для системы вода — ацетон — метилизобутилкетон (МИБК)

| Слой воды | | | | | Слой МИБК | | | | |
|-----------|-------|-------|------------------------------|--------|-----------|-------|-------|------------------------------|-------|
| состав | | | состав без учета экстрагента | | состав | | | состав без учета экстрагента | |
| x_A | x_B | x_S | x_B | x_S | y_A | y_B | y_S | y_B | y_S |
| 98,0 | 0 | 2,0 | 0 | 0,0204 | 2,3 | 0 | 97,7 | 0 | 42,5 |
| 95,2 | 2,6 | 2,2 | 0,0266 | 0,0225 | 2,7 | 5,0 | 92,3 | 0,649 | 12,0 |
| 92,2 | 5,4 | 2,4 | 0,0553 | 0,0246 | 3,0 | 10,0 | 87,0 | 0,769 | 6,7 |
| 88,9 | 8,5 | 2,6 | 0,0873 | 0,0267 | 3,2 | 15,0 | 81,8 | 0,824 | 4,5 |
| 85,3 | 11,9 | 2,8 | 0,122 | 0,0288 | 3,7 | 20,0 | 76,3 | 0,844 | 3,22 |
| 81,5 | 15,5 | 3,0 | 0,160 | 0,0309 | 4,3 | 25,0 | 70,7 | 0,853 | 2,42 |
| 77,2 | 19,5 | 3,3 | 0,202 | 0,0341 | 5,3 | 30,0 | 64,7 | 0,850 | 1,835 |
| 71,8 | 24,2 | 4,0 | 0,252 | 0,0417 | 6,8 | 35,0 | 58,2 | 0,837 | 1,4 |
| 65,7 | 29,2 | 5,1 | 0,308 | 0,0537 | 8,8 | 40,0 | 51,2 | 0,820 | 1,05 |
| 57,5 | 35,2 | 7,3 | 0,380 | 0,0787 | 12,6 | 45,0 | 42,4 | 0,781 | 0,736 |

Определим количества и концентрации продуктов первой ступени. Находим точку M_1 , вычислив ее координаты по уравнениям (XII.11) и (XII.12) — для треугольной диаграммы и по уравнениям (XII.15) и (XII.16) — для диаграммы $S-B$. При этом получаем

$$x_{B, M_1} = \frac{R_0 x_{B, R_0} + S x_{B, S}}{M_1} = \frac{1000 \cdot 0,5 + 0}{1250} = 0,4$$

$$x_{S, M_1} = \frac{R_0 x_{S, R_0} + S x_{S, S}}{M_1} = \frac{0 + 250 \cdot 1}{1250} = 0,2$$

$$X_{B, M_1} = \frac{R'_0 x_{B, R_0} + S' x_{B, S}}{R'_0 + S'} = \frac{1000 \cdot 0,5 + 0}{1000} = 0,5$$

$$X_{S, M_1} = \frac{R'_0 x_{S, R_0} + S' x_{S, S}}{R'_0 + S'} = \frac{0 + 250}{1000} = 0,25$$

Согласно вычисленным координатам, наносим точку M_1 на диаграммы рис. XII-18 и XII-19, строим соответствующие конноды и определяем фигуратив-

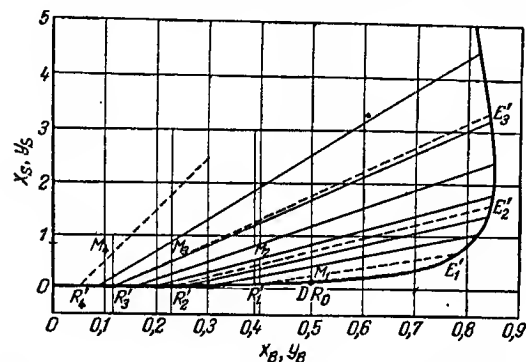


Рис. XII-19. Расчет многоступенчатой экстракции с перекрестным током по диаграмме $S-B$ (к примеру XII-5).

ные точки полученных рафината и экстракта. С помощью графических построений получаем:

| Из треугольной диаграммы | Из диаграммы $S-B$ |
|---|--|
| $x_{A, R_1} = 0,565$; $y_{A, E_1} = 0,132$ | $X_{B, R_1} = 0,39$; $Y_{B, E_1} = 0,775$ |
| $x_{B, R_1} = 0,361$; $y_{B, E_1} = 0,456$ | $X_{S, R_1} = 0,08$; $Y_{S, E_1} = 0,71$ |
| $x_{S, R_1} = 0,074$; $y_{S, E_1} = 0,412$ | |

Количества полученных экстракта и рафината определяем по выражениям (XII.6a) и (XII.7)

$$E_1 = \frac{M_1 (x_{B, M_1} - x_{B, R_1})}{y_{B, E_1} - x_{B, R_1}} = 1250 \frac{0,4 - 0,361}{0,456 - 0,361} = 510 \text{ кг}$$

$$R_1 = 1250 - 510 = 740 \text{ кг}$$

Количество экстракта без учета экстрагента определяем из соотношения (XII.17)

$$E'_1 = M'_1 \frac{X_{B, M_1} - X_{B, R_1}}{Y_{B, E_1} - X_{B, R_1}} = 1000 \frac{0,50 - 0,39}{0,775 - 0,39} = 290 \text{ кг}$$

откуда общее количество экстракта

$$E_1 = E'_1 (1 + Y_{S, E_1}) = 290 (1 + 0,71) = 500 \text{ кг}$$

Это очень близко к найденному по формуле (XII.6a) значению $E_1 = 510 \text{ кг}$. Поэтому количество рафината без учета экстрагента можно вычислить по найденному выше общему количеству экстрагента

$$R'_1 = \frac{R_1}{1 + Y_{S, R_1}} = \frac{740}{1,08} = 685 \text{ кг}$$

Определим теперь количества и концентрации продуктов, полученных во второй ступени. Рафинат R_1 , полученный в первой ступени, подвергают обработке во второй ступени тем же количеством свежего экстрагента. Находим точку M_2 на треугольной диаграмме (см. рис. XII-18) и на диаграмме $S-B$ (см. рис. XII-19), определив ее координаты по уравнениям

$$x_{B, M_2} = \frac{R_1 x_{B, R_1} + S x_{B, S}}{M_2} = \frac{740 \cdot 0,361 + 0}{740 + 250} = 0,27$$

$$x_{S, M_2} = \frac{R_1 x_{S, R_1} + S x_{S, S}}{M_2} = \frac{740 \cdot 0,074 + 250 \cdot 1}{990} = 0,308$$

$$X_{S, M_2} = \frac{R'_1 x_{S, R_1} + S' x_{S, S}}{R'_1} = \frac{685 \cdot 0,08 + 250}{685} = 0,445$$

$$x_{B, M_2} = \frac{R'_1 x_{B, R_1} + S' x_{B, S}}{R'_1} = \frac{685 \cdot 0,39}{685} = 0,39$$

Так как используется чистый экстрагент, то прямые RM на диаграмме $S-B$ параллельны оси ординат.

После нахождения точки M_2 и проведения коннод получим концентрации рафината R_2 и экстракта E_2 :

| Из тройной диаграммы | Из диаграммы $S-B$ |
|---|--|
| $x_{A, R_2} = 0,742$; $y_{A, E_2} = 0,059$ | $X_{B, R_2} = 0,23$; $Y_{B, E_2} = 0,845$ |
| $x_{B, R_2} = 0,221$; $y_{B, E_2} = 0,326$ | $X_{S, R_2} = 0,038$; $Y_{S, E_2} = 1,60$ |
| $x_{S, R_2} = 0,036$; $y_{S, E_2} = 0,615$ | |

Как и для первой ступени, определяем количества полученных продуктов

$$E_2 = 455 \text{ кг}; \quad R_2 = 535 \text{ кг}; \quad E'_2 = 179 \text{ кг}; \quad R'_2 = 515 \text{ кг}$$

Продолжаем расчеты таким же образом до тех пор, пока не будет достигнута концентрация конечного рафината, меньшая, чем заданная в условиях. Результаты расчетов сведены в табл. XII-4.

Из таблицы видно, что число ступеней, необходимое для получения концентрации ацетона в рафинате, равной 10%, составляет 3—4. Путем некоторого увеличения количества экстрагента подаваемого в третью ступень, можно достичь заданной концентрации, ограничившись лишь тремя ступенями.

Таблица XII-4. Количества и составы продуктов в процессе экстракции ацетона из его водного раствора с помощью МИБК (к примеру XII.5)

| № ступени | Расчет с учетом растворителя | | | | | | Расчет без учета растворителя | | | |
|-----------|------------------------------|----------------|-----------------------------|----------------|----------------|----------------|-------------------------------|----------------|----------------|-----------------------------|
| | обозначение | количество, кг | состав рафината и экстракта | | | | | | количество, кг | состав рафината и экстракта |
| | | | x _A | y _A | x _B | y _B | x _S | y _S | | |
| 1 | M ₁ | 1250 | 0,40 | — | 0,40 | — | 0,20 | — | 1000 | M ₁ |
| | R ₁ | 740 | 0,565 | — | 0,361 | — | 0,074 | — | 685 | R ₁ |
| | E ₁ | 510 | — | 0,132 | — | 0,456 | — | 0,412 | 290 | E ₁ |
| 2 | M ₂ | 990 | 0,422 | — | 0,27 | — | 0,308 | — | 694 | M ₂ |
| | R ₂ | 535 | 0,742 | — | 0,22 | — | 0,036 | — | 515 | R ₂ |
| | E ₂ | 455 | — | 0,059 | — | 0,325 | — | 0,615 | 179 | E ₂ |
| 3 | M ₃ | 785 | 0,509 | — | 0,151 | — | 0,34 | — | 506,5 | M ₃ |
| | R ₃ | 435 | 0,858 | — | 0,114 | — | 0,027 | — | 423,5 | R ₃ |
| | E ₃ | 350 | — | 0,0368 | — | 0,197 | — | 0,762 | 83 | E ₃ |
| 4 | M ₄ | 685 | 0,547 | — | 0,073 | — | 0,38 | — | 419 | M ₄ |
| | R ₄ | 402 | 0,922 | — | 0,054 | — | 0,024 | — | 392 | R ₄ |
| | E ₄ | 283 | — | 0,03 | — | 0,1 | — | 0,87 | 27 | E ₄ |

Общее количество экстракта, полученного во всех четырех ступенях, составляет

$$E = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 = 510 + 455 + 350 + 283 = 1598 \text{ кг}$$

Концентрации компонентов после смешения полученных экстрактов определяем из соотношений

$$y_{A,E} = \frac{R_0 x_{A,R_0} - R_4 x_{A,R_4}}{E} = \frac{1000 \cdot 0,5 - 402 \cdot 0,922}{1598} = 0,08$$

$$y_{B,E} = \frac{R_0 x_{B,R_0} - R_4 x_{B,R_4}}{E} = \frac{1000 \cdot 0,5 - 402 \cdot 0,054}{1598} = 0,30$$

$$y_{S,E} = \frac{4S - R_4 x_{S,R_4}}{E} = \frac{4 \cdot 250 - 402 \cdot 0,024}{1598} = 0,62$$

Следовательно, полученный экстракт будет содержать 30% ацетона и 8% воды.

Пример XII.6. 100 кг раствора ацетон (B) — вода (A), содержащего 50% ацетона, подвергают экстракции четыреххлористым углеродом (S) для получения рафината, содержащего 10% ацетона. Определить необходимое число теоретических ступеней, если экстракцию проводят перекрестным током и в каждую ступень подают по 25 кг чистого экстрагента. Кривая равновесия и сопряженные точки приведены на треугольной диаграмме (рис. XII-20). Сравнить результаты с полученными в примере XII.5.

Решение. Аналогично примеру XII.5 расчет ведем по треугольной диаграмме. Конечные результаты сведены в табл. XII-5.

Из таблицы видно, что хотя при использовании четыреххлористого углерода требуется вдвое больше ступеней, чем при экстракции метилизобутилкетона, экстракт содержит значительно меньше воды.

Пример XII.7. Раствор ацетон (B) — вода (A), содержащий 50% ацетона, подвергают противоточной многоступенчатой экстракции метилизобутилкетона (S) с целью получения рафината, содержащего 2,6% ацетона. Расход исходного раствора 1000 кг/ч, экстрагента 655 кг/ч. Определить необходимое число теоретических ступеней, составы и расходы продуктов каждой ступени. Данные по равновесию приведены в примере XII.5.

Решение. Треугольная диаграмма для рассматриваемой системы построена на рис. XII-21. По заданным составам исходной смеси R_0 , конечного рафината R_N и экстрагента E_{N+1} наносим на график точки R_0, R_N и $E_{N+1} = S$ (так как экстрагент является чистым, то точка E_{N+1} совпадает с вершиной S треугольника). Соединяем прямой точки R_0 и E_{N+1} . На полученную прямую $R_0 E_{N+1}$

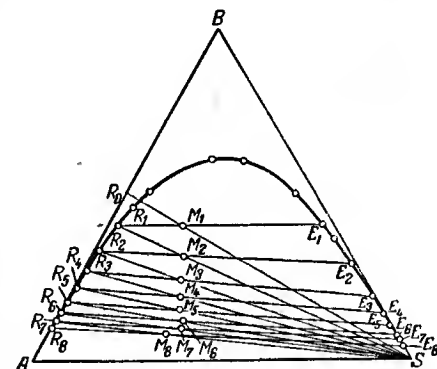


Рис. XII-20. Расчет многоступенчатой перекрестноточной экстракция ацетона из воды четыреххлористым углеродом (к примеру XII.7).

Таблица XII-5. Составы экстракта и рафината в процессе экстракции ацетона из его водного раствора четыреххлористым углеродом (к примеру XII. 6)

| № ступени | Обозначение | Количество, кг | Состав рафината и экстракта | | | | | |
|----------------------------|-------------|----------------|-----------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | | x_A | y_A | x_B | y_B | x_S | y_S |
| 1 | M_1 | 125 | 0,40 | — | 0,40 | — | 0,20 | — |
| | R_1 | 85,7 | 0,57 | — | 0,40 | — | 0,03 | — |
| | E_1 | 39,3 | — | 0,03 | — | 0,40 | — | 0,57 |
| 2 | M_2 | 110,7 | 0,44 | — | 0,31 | — | 0,25 | — |
| | R_2 | 66,2 | 0,66 | — | 0,32 | — | 0,02 | — |
| | E_2 | 44,5 | — | 0,01 | — | 0,30 | — | 0,69 |
| 3 | M_3 | 91,2 | 0,48 | — | 0,23 | — | 0,29 | — |
| | R_3 | 62,0 | 0,72 | — | 0,26 | — | 0,02 | — |
| | E_3 | 39,2 | — | 0,01 | — | 0,19 | — | 0,80 |
| 4 | M_4 | 87,0 | 0,51 | — | 0,19 | — | 0,30 | — |
| | R_4 | 56,2 | 0,77 | — | 0,215 | — | 0,015 | — |
| | E_4 | 31,0 | — | 0,005 | — | 0,145 | — | 0,85 |
| 5 | M_5 | 81,0 | 0,53 | — | 0,15 | — | 0,32 | — |
| | R_5 | 57,9 | 0,82 | — | 0,17 | — | 0,01 | — |
| | E_5 | 23,1 | — | 0,00 | — | 0,10 | — | 0,90 |
| 6 | M_6 | 82,9 | 0,574 | — | 0,118 | — | 0,308 | — |
| | R_6 | 57,5 | 0,85 | — | 0,14 | — | 0,01 | — |
| | E_6 | 25,4 | — | 0,00 | — | 0,07 | — | 0,93 |
| 7 | M_7 | 82,5 | 0,593 | — | 0,097 | — | 0,31 | — |
| | R_7 | 55,4 | 0,875 | — | 0,12 | — | 0,005 | — |
| | E_7 | 27,1 | — | 0,00 | — | 0,05 | — | 0,95 |
| 8 | M_8 | 80,4 | 0,603 | — | 0,083 | — | 0,314 | — |
| | R_8 | 56,1 | 0,90 | — | 0,10 | — | 0,00 | — |
| | E_8 | 24,3 | — | 0,00 | — | 0,03 | — | 0,97 |
| Общее количество экстракта | E | 253,9 | — | 0,008 | — | 0,175 | — | 0,825 |

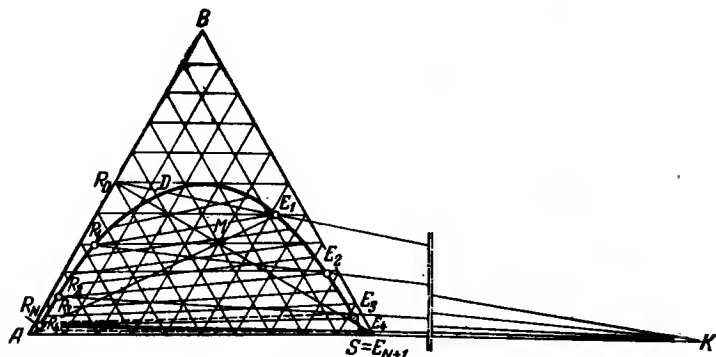


Рис. XII-21. Расчет противоточной многоступенчатой экстракции для системы вода — ацетон — метилэтилкетон по треугольной диаграмме (к примеру XII. 7).

находим точку M , координаты которой по отношению к вершине B определяем по уравнению (XII.11), записанному в виде

$$x_{B, M} = \frac{R_0 x_{B, R_0} + E_{N+1} x_{B, E_{N+1}}}{R_0 + E_{N+1}} = \frac{1000 \cdot 0,5 + 0}{1000 + 655} = 0,301$$

Соединяем точки R_N и M и продолжаем прямую $R_N M$ до пересечения с кривой равновесия в точке E_1 , которая соответствует конечному экстракту. Проводим прямые $R_0 E_1$ и $R_N E_{N+1}$, продолжая их до пересечения в точке K . Находим конноту, соответствующую конечному экстракту E_1 , определяя при этом положение точки R_1 , представляющей концентрацию рафината, выходящего из первой ступени. Соединяем полученную таким образом точку R_1 с точкой K . На пересечении прямой $R_1 K$ с кривой равновесия получаем точку E_2 , соответствующую экстракту, выходящему из второй ступени. Продолжая далее графическое построение до достижения точки R_N , получаем концентрации на теоретических ступенях, приведенные в табл. XII-6. Как видно из треугольной диаграммы (рис. XII-21), для достижения заданной степени разделения необходимо примерно 3,3 теоретических ступени.

Количества полученных в единицу времени экстракта и рафината определяем по уравнениям (XII. 23) и (XII. 24)

$$E_1 = \frac{M(x_{B, M} - x_{B, R_N})}{y_{B, E_1} - x_{B, R_N}} = \frac{1655(0,301 - 0,026)}{0,40 - 0,026} = 1220 \text{ кг/ч}$$

$$R_N = E_{N+1} + R_0 - E_1 = 655 + 1000 - 1220 = 435 \text{ кг/ч}$$

Количества рафината в единицу времени на выходе из каждой ступени определяем по уравнению (XII. 25):

$$R_n = \frac{R_{n-1}(x_{B, R_{n-1}} - y_{B, E_{n+1}}) + E_n(y_{B, E_{n+1}} - y_{B, E_n})}{x_{B, R_n} - y_{B, E_{n+1}}}$$

При этом для первой ступени ($n=1$) получаем

$$R_1 = \frac{1000(0,50 - 0,20) + 1220(0,20 - 0,40)}{0,292 - 0,20} = 610 \text{ кг/ч}$$

а для остальных ступеней

$$R_2 = 445 \text{ кг/ч}; \quad R_3 = 460 \text{ кг/ч}$$

$$E_2 = 830 \text{ кг/ч}; \quad E_3 = 665 \text{ кг/ч}$$

Таблица XII-6. Концентрации экстракта и рафината на теоретических ступенях (к примеру XII. 7)

| | № теоретической ступени | | | |
|------------------------------|-------------------------|-------|-------|-------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Ацетон в экстракте y_B . . | 0,40 | 0,20 | 0,061 | 0,007 |
| Ацетон в рафинате x_B . . | 0,292 | 0,119 | 0,032 | 0,003 |

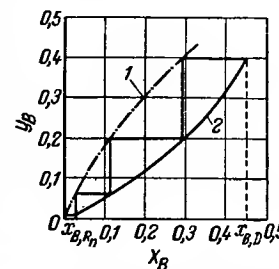


Рис. XII-22. Использование диаграммы $y-x$ для расчета противоточной экстракции в примере XII. 7:

1 — линия равновесия; 2 — рабочая линия.

Для определения числа теоретических ступеней экстракции можно воспользоваться также диаграммой $y-x$. Линию равновесия на этой диаграмме (рис. XII-22) строим по экспериментальным данным, а рабочую линию — по значениям $y_{B,n+1}$ и $x_{B,n}$, полученным на пересечении линии равновесия с секущими, проведенными из точки K . При этом для построения рабочей линии на рис. XII-22 использованы следующие значения концентраций, полученные из треугольной диаграммы (см. рис. XII-21):

| | | | | | | | | | |
|-----------------------|-------|-------|-------|------|------|-------|------|------|------|
| $y_{B,n+1}$ | 0,01 | 0,061 | 0,09 | 0,12 | 0,96 | 0,20 | 0,25 | 0,31 | 0,40 |
| $x_{B,n}$ | 0,032 | 0,119 | 0,155 | 0,20 | 0,25 | 0,295 | 0,35 | 0,40 | 0,45 |

Построение ступенчатой линии между рабочей и равновесной кривыми на рис. XII-22 показывает, что требуется 3,3 теоретических ступеней.

Пример XII.8. Раствор уксусная кислота (B)—вода (A), содержащий 30% уксусной кислоты, подвергают противоточной многоступенчатой экстракции диизопропиловым эфиром (S) с целью снижения концентрации уксусной кислоты в конечном рафинате до 0,0203 кг/кг раствора.

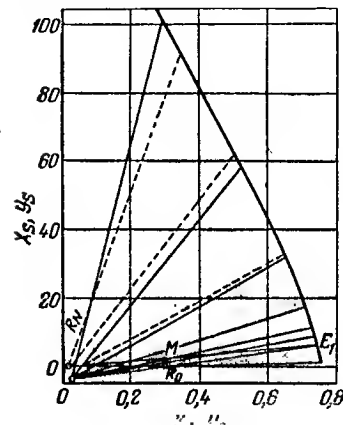


Рис. XII-23. Определение рабочих концентраций по диаграмме $S-B$ в примере XII.8.

Определить необходимое число теоретических ступеней экстракции при расходах: раствора 2000 кг/ч, экстрагента 5000 кг/ч. При решении использовать диаграммы $S-B$ и y_B-x_B . Данные по равновесию системы вода—уксусная кислота—диизопропиловый эфир приведены в табл. XII-7.

Решение. По данным табл. XII-7 строим на рис. XII-23 диаграмму $S-B$. Наносим на нее точки R_0 и R_N , представляющие исходную смесь и конечный рафинат. Затем наносим точку M , определив ее координаты по уравнениям (XII.15) и (XII.16)

Таблица XII-7. Равновесные концентрации компонентов системы уксусная кислота — вода — диизопропиловый эфир (к примеру XII.8)

| Слой воды | | | | | Слой эфира | | | | |
|-----------|-------|-------|--------|--------|------------|-------|-------|-------|-------|
| x_A | x_B | x_S | x_B | x_S | y_A | y_B | y_S | y_B | y_S |
| 98,1 | 0,69 | 1,2 | 0,007 | 0,0121 | 0,5 | 0,18 | 99,3 | 0,265 | 146 |
| 97,1 | 1,41 | 1,5 | 0,0143 | 0,0152 | 0,7 | 0,37 | 98,9 | 0,346 | 92,4 |
| 95,5 | 2,89 | 1,6 | 0,0294 | 0,0163 | 0,8 | 0,79 | 98,4 | 0,496 | 61,9 |
| 91,7 | 6,42 | 1,9 | 0,0654 | 0,0194 | 1,0 | 1,93 | 97,1 | 0,655 | 33,1 |
| 84,4 | 13,30 | 2,3 | 0,136 | 0,0235 | 1,9 | 4,82 | 93,3 | 0,717 | 13,9 |
| 71,1 | 25,50 | 3,4 | 0,264 | 0,0352 | 3,9 | 11,40 | 84,7 | 0,745 | 5,5 |
| 58,9 | 36,70 | 4,4 | 0,384 | 0,0460 | 6,9 | 21,20 | 71,5 | 0,756 | 2,5 |
| 45,1 | 44,30 | 10,6 | 0,496 | 0,1187 | 10,8 | 31,10 | 58,1 | 0,742 | 1,39 |
| 37,1 | 46,40 | 16,5 | 0,556 | 0,1976 | 15,1 | 36,20 | 48,7 | 0,706 | 0,95 |

$$X_{S, M} = \frac{R'_0 X_{S, R_0} + S' X_{S, S}}{R'_0 + S'} = \frac{0 + 5000}{2000} = 2,5$$

$$X_{B, M} = \frac{R'_0 X_{B, R_0} + S' X_{B, S}}{R'_0 + S'} = \frac{2000 \cdot 0,3 + 0}{2000} = 0,3$$

Соединяем точки R_N и M и продолжаем прямую $R_N M$ до пересечения с кривой равновесия в точке E_1 , представляющей конечный экстракт. Согласно рис. XII-23, концентрации компонентов S и B в конечном рафинате:

$$Y_{S, E_1} = 6,4; \quad Y_{B, E_1} = 0,74$$

По уравнению (XII.28) определяем количество конечного экстракта без учета экстрагента

$$E'_1 = M' \frac{X_{S, M} - X_{S, R_N}}{Y_{S, E_1} - X_{S, R_N}} = 2000 \frac{2,5 - 0,0156}{6,4 - 0,0156} = 776 \text{ кг/ч}$$

Количество конечного рафината

$$R'_N = M' - E'_1 = 2000 - 776 = 1224 \text{ кг/ч}$$

На диаграмму, приведенную на рис. XII.23, наносим точку K , определив ее координаты по уравнениям (XII.26) и (XII.27)

$$X_{B, K} = \frac{R'_0 X_{B, R_0} - E'_1 Y_{B, E_1}}{R'_0 - E'_1} = \frac{2000 \cdot 0,3 - 776 \cdot 0,74}{2000 - 776} = 0,0203$$

$$X_{S, K} = \frac{R'_0 X_{S, R_0} - E'_1 Y_{S, E_1}}{R'_0 - E'_1} = \frac{0 - 776 \cdot 6,4}{2000 - 776} = -4,06$$

Из полученной точки K проводим секущие, на пересечении которых с линией равновесия получаем рабочие концентрации $y_{B,n+1}$ и $x_{B,n}$. При этом из рис. XII-23 имеем следующие данные для построения рабочей линии:

| | | | | | | | | |
|-----------------------|--------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $y_{B,n+1}$ | 0 | 0,29 | 0,52 | 0,655 | 0,708 | 0,725 | 0,732 | 0,740 |
| $x_{B,n}$ | 0,0203 | 0,04 | 0,056 | 0,09 | 0,155 | 0,207 | 0,255 | 0,30 |

На рис. XII-24 представлена диаграмма y_B-x_B , на которой по этим данным построена рабочая, а по данным табл. XII-7 — равновесная линия. Проводя ступенчатую линию между обеими кривыми, получим 7,2 теоретических ступеней экстракции.

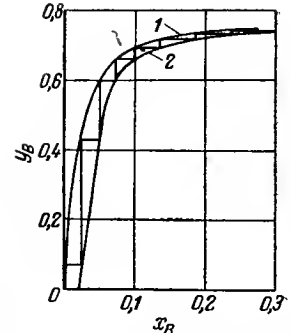


Рис. XII.24. Определение числа теоретических ступеней по диаграмме y_B-x_B в примере XII.8: 1 — линия равновесия; 2 — рабочая линия.

ЗАДАЧИ

Задача XII.1. Построить треугольную диаграмму для системы уксусная кислота (B)—вода (A)—изопропиловый эфир (S) по данным табл. XII-7. Сравнить полученный график с графиком, приведенным на рис. XII-16.

Задача XII.2. Пользуясь данными табл. XII-1, построить треугольную диаграмму для системы ацетон (B) — вода (A) —

трихлорэтан (S) и определить состав слоя трихлорэтана, находящегося в равновесии со слоем воды следующего состава:

$$x_A = 0,57; \quad x_B = 0,41; \quad x_S = 0,02$$

Задача XII.3. 100 кг раствора ацетон (B) — вода (A), содержащего 25% ацетона, подвергают одноступенчатой экстракции метилизобутилкетон (S). Определить минимальное количество экстрагента, количества и концентрации полученных продуктов. Для решения задачи воспользоваться данными табл. XII-3.

Задача XII.4. Определить количества и концентрации рафината и экстракта, полученные при одноступенчатой экстракции трихлорэтаном (S), в количестве 250 кг, из 1000 кг раствора, содержащего 50% ацетона (B) и 50% воды (A).

Задача XII.5. 75 кг раствора, содержащего 35% ацетона (B) и 65% воды (A), подвергают многоступенчатой экстракции с перекрестным током для получения рафината, содержащего 7,5% ацетона. В каждую ступень подают по 25 кг экстракта (метилизобутилкетон). Определить необходимое число теоретических ступеней экстракции, количества и концентрации продуктов каждой ступени. Данные по равновесию приведены в табл. XII-3.

Задача XII.6. Раствор, содержащий 50% ацетона (B) и 50% воды (A), подвергают противоточной экстракции четыреххлористым углеродом (S) до получения конечного рафината, содержащего 10% ацетона. Расход раствора составляет 100 кг/ч, а экстрагента — 80 кг/ч. Определить необходимое число теоретических ступеней экстракции, расходы и концентрации в каждой ступени.

Задача XII.7. Смесь, содержащую 40% ацетона (B) и 60% воды (A), подвергают противоточной экстракции метилизобутилкетон (S). Экстракцию осуществляют на установке, имеющей три теоретические ступени. Зная, что количество используемого для экстракции чистого экстрагента равно количеству исходной смеси, определить состав конечного экстракта. Для решения использовать значения равновесных концентраций, приведенные в табл. XII-3.

Задача XII.8. Смесь, содержащую 55% ацетона (B) и 45% воды (A), подвергают противоточной экстракции хлорбензолом с целью получения экстракта, содержащего 92% ацетона и 8% воды (за вычетом экстрагента). Зная, что на 100 кг исходной смеси расходуется 27,5 кг чистого экстрагента, определить: а) составы и количества конечных продуктов (на 100 кг смеси); б) необходимое число теоретических ступеней экстракции. Равновесные данные приведены в табл. XII-8.

Задача XII.9. По условиям предыдущей задачи определить количества полученного рафината и экстракта без учета экстрагента; найти также необходимое число теоретических ступеней с помощью диаграмм $y_B - x_B$ и $Y_B - X_B$.

Таблица XII-8. Равновесные концентрации компонентов для системы ацетон — вода — хлорбензол (к задаче XII.8)

| Слой воды | | | Слой хлорбензола | | | Слой воды | | | Слой хлорбензола | | |
|-----------|-------|-------|------------------|-------|-------|-----------|-------|-------|------------------|-------|-------|
| x_A | x_B | x_S | y_A | y_B | y_S | x_A | x_B | x_S | y_A | y_B | y_S |
| 98,89 | 0 | 0,11 | 0,18 | 0 | 98,82 | 64,22 | 35 | 0,78 | 2,33 | 43,28 | 54,39 |
| 94,82 | 5 | 0,18 | 0,32 | 5,21 | 94,47 | 58,64 | 40 | 1,36 | 3,05 | 49,44 | 47,51 |
| 89,79 | 10 | 0,21 | 0,49 | 10,79 | 88,72 | 52,76 | 45 | 2,24 | 4,28 | 54,92 | 40,80 |
| 84,78 | 15 | 0,24 | 0,63 | 16,20 | 83,17 | 46,28 | 50 | 3,72 | 7,24 | 59,19 | 33,57 |
| 79,69 | 20 | 0,31 | 0,70 | 22,23 | 76,98 | 36,69 | 55 | 6,31 | 23,83 | 61,79 | 24,38 |
| 74,58 | 25 | 0,42 | 1,17 | 29,01 | 69,82 | 27,41 | 60 | 12,59 | 22,85 | 61,07 | 15,08 |
| 69,42 | 30 | 0,58 | 1,72 | 37,48 | 60,80 | 25,66 | 60,58 | 13,76 | 26,66 | 60,58 | 13,76 |

ЛИТЕРАТУРА

- Трейбал Р., Жидкостная экстракция, пер. с англ., Изд. «Химия», 1966.
 Броунштейн Б. И., Железняк А. С., Физико-химические основы жидкостной экстракции, Изд. «Химия», 1966.
 Альдерс Л., Жидкостная экстракция, пер. с англ., Издательство, 1957.
 Зюлковский З., Жидкостная экстракция в химической промышленности, пер. с польск., Госхимиздат, 1963.
 Soare S., Precup I., Taran C., Extractia lichid — lichid, București, Editura tehnică, 1963.

ОБЩАЯ ЛИТЕРАТУРА

- Касаткин А. Г., Основные процессы и аппараты химической технологии, 7-е изд., Госхимиздат, 1960.
 Плановский А. Н., Николаев П. И., Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, Госоптехиздат, 1960.
 Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З., Процессы и аппараты химической технологии, 3-е изд., Госхимиздат, 1966.
 Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А., Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, 6-е изд., Изд. «Химия», 1964.
 Беннетт К. О., Майерс Дж. Е., Гидродинамика, теплообмен и массообмен, пер. с англ., Изд. «Недра», 1966.
 Цинборовский Я., Основы процессов химической технологии, пер. с польск., Изд. «Химия», 1967.
 Левеншпиль О., Инженерное оформление химических процессов, Изд. «Химия», 1969.
 McCabe W. J., Smith J. C., Unit operations of chemical engineering, New York, Mc Craw-Hill, 1967.
 Coulson J. M., Richardson J. F., Chemical engineering, London, Pergamon Press, 1964.
 Bratu Em. A., Operații și utilaje în industria chimică, București, Editura tehnică, 1960—1961.
 Справочник химика в 6 томах, 2-е изд., «Химия», 1962—1967.
 Мерри Дж., Справочник инженера-химика, пер. с англ. т. I, II, Изд. «Химия», 1969.

ЧАСТЬ ПЯТАЯ ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ И ПРИЛОЖЕНИЯ

ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ

Глава II

- II.1 — $G_1 = 15,85 \text{ кг}$; $G_2 = 9,15 \text{ кг}$
 II.2 — $G_1 = 632 \text{ кг}$; $G_2 = 206 \text{ кг}$; $G_3 = 562 \text{ кг}$
 II.3 — $G_A = 2 \text{ кг}$; $G_B = 3 \text{ кг}$; $G_C = 1,6 \text{ кг}$
 II.4 — $G_1 = 2,243 \text{ кг/сек}$; $G_2 = 0,257 \text{ кг/сек}$; $c = 18,8\%$
 II.5 — $G_1 = 1458 \text{ кг/ч}$; $G_2 = 1042 \text{ кг/ч}$; $c = 0,343\%$
 II.6 — $G_1 = 963 \text{ кг/ч}$; $G_2 = 5,01 \text{ кг/ч}$; $G_3 = 2,06 \cdot 10^5 \text{ кг/ч}$
 II.7 — $G_1 = 1,65 \text{ кг/сек}$; $c_1 = 5,28\%$; $G_{II} = 1,402 \text{ кг/сек}$
 $G_k = 0,073 \text{ кг/сек}$; $G_{отх} = 0,025 \text{ кг/сек}$
 II.8 — $G_k = 1,7 \text{ кг/сек}$; $c_k = 9,94\%$; $\eta = 93,8\%$
 II.9 — $\tau = 1,74 \text{ ч}$
 II.10 — $c = 20(1 + 5,4\tau) e^{-5,4\tau} \%$ (время τ в часах)
 II.11 — два последовательных резервуара объемом по $3,9 \text{ м}^3$ каждый.
 II.12 — $f > \frac{G\sqrt{2}}{\pi r V}$
 II.13 — $A_3 = 1,66\%$; $A_4 = 0,58\%$

Глава III

- III.1 — $h_1 = 0,7 \text{ м}$
 III.2 — а) $\mu = 0,0166 \text{ спз}$; б) $\mu = 0,0142 \text{ спз}$
 III.3 — а) $\mu = 0,462 \text{ спз}$; б) $\mu = 0,371 \text{ спз}$
 III.4 — $w_{\max} = 0,0927 \text{ м/сек}$; $w_{\text{ср}} = 0,0618 \text{ м/сек}$;

$$\frac{dp}{de} = 1,65 \text{ н/м}^3$$

- III.5 — $w = 31,3 \text{ м/сек}$
 III.6 — $p = 4,32 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$
 III.7 — $G_{об} = 0,0254 \text{ м}^3/\text{сек}$
 III.8 — $G_{об} = 0,0115 \text{ м}^3/\text{сек}$; $\Delta z = 30 \text{ м}$
 III.9 — $G = 193 \text{ кг/сек}$
 III.10 — $G = 1,4 \text{ кг/сек}$
 III.11 — $N = 1,3 \text{ кВт}$
 III.12 — $\Delta p = 2,31 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$
 III.13 — $\Delta p_1 = 201 \text{ н/м}^2$; $\Delta p_2 = 5,8 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$
 III.14 — $\tau = 508 \text{ сек}$
 III.15 — $z_2 = 1 \text{ м}$; $G_{об} = 0,031 \text{ м}^3/\text{сек}$
 III.16 — $Z_{\max} = 1,8 \text{ м}$
 III.17 — $\eta = 49\%$; $G_{об} = 20,1 \text{ м}^3/\text{ч}$

- III.18 — $z = 7,8 \text{ мм}$
 III.19 — $w = 0,12 \text{ м/сек}$; $w_y = 0,48 \text{ м/сек}$
 III.20 — $\Delta p = 2,1 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$
 III.21 — $n = 3$; $p_1 = 3,1 \text{ ат}$; $p_2 = 9,6 \text{ ат}$; $L = 1,48 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$
 III.22 — $n = 14$; $N = 123 \text{ кВт}$
 III.23 — на $4,55\%$
 III.24 — $N = 240 \text{ Вт}$

Глава IV

- IV.1 — $d_{\text{крит. сусп}} = 1,77 \cdot 10^{-4} \text{ м}$; $d_{\text{крит. I}} = 4,65 \cdot 10^{-3} \text{ м}$
 IV.2 — $w_0 = 2,22 \cdot 10^{-4} \text{ м/сек}$
 IV.3 — $w_0 = 7,15 \cdot 10^{-3} \text{ м/сек}$
 IV.4 — $I = 2,9 \cdot 10^{-3} V_k$; $B = 345 \text{ м}^2$; $S = 12,3 \text{ м}^2$
 IV.5 — $a = 1,015 \cdot 10^3 \text{ сек/м}^2$; $b = 150 \text{ сек/м}$
 IV.6 — $r_0 = 9,9 \cdot 10^{14} \text{ м}^{-2}$; $R_0 = 7,36 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$
 IV.7 — $a = 1,19 \cdot 10^5 \text{ сек/м}^2$; $b = 51 \text{ сек/м}$
 IV.8 — а) $V_{\text{сусп}} = 8,24 \text{ м}^3/\text{ч}$; б) $V_{\text{ф}} = 7,7 \text{ м}^3/\text{ч}$; в) $\chi = 0,07 \text{ м}^3/\text{м}^3$
 IV.9 — $V = 1,73 \text{ м}^3/\text{м}^2$; $F = 45 \text{ м}^2$
 IV.10 — $w_{\text{пр}} = 6 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $\tau_{\text{пр}} = 0,52 \text{ ч}$
 IV.11 — $F = 3,5 \text{ м}^2$

Глава V

- V.1 — $r = 5,02 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$
 V.2 — а) $5,40 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$; б) $5,12 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$; в) $5,02 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$
 V.3 — $r = 3,28 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$
 V.4 — $Q = 7,3 \cdot 10^5 \text{ Дж}$
 V.5 — $t = 44^\circ \text{C}$
 V.6 — $i''' = 12,0 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$
 V.7 — $G = 12,25 \text{ кг/сек}$
 V.8 — $G = 5,3 \text{ кг/сек}$
 V.9 — $t = 350^\circ \text{C}$
 V.10 — $t = 53,8^\circ \text{C}$
 V.11 — $\tau = 2,17 \text{ ч}$; $t_{\max} = 72,6^\circ \text{C}$

Глава VI

- VI.1 — $t_H = 347^\circ \text{C}$
 VI.2 — $Q = 1005 \text{ Вт}$
 VI.3 — $q = 1936 \text{ Вт/м}^2$
 VI.4 — $q = 2310 \text{ Вт/м}^2$
 VI.5 — а) $t = 2000(-1 + \sqrt{1,96 - 2,09x})$; б) $\Delta t_{\max} = 24^\circ \text{C}$
 VI.6 — а) $8,4 \text{ кВт}$; б) $11,2 \text{ кВт}$; в) $-2,8 \text{ кВт}$; г) $4,15 \cdot 10^5 \text{ град/сек}$
 VI.7 — Стенка охлаждается
 VI.8 — $q = 6,32 \cdot 10^4 \text{ Вт}$
 VI.9 — $q = 81,3 \text{ Вт/м}$
 VI.10 — $Q = 1740 \text{ Вт}$
 VI.11 — а) Материал с меньшей теплопроводностью следует расположить внутри;
 б) в 1,65 раза
 VI.12 — $t_{\text{теор}} = 636^\circ \text{C}$
 VI.13 — $t_1 = 434^\circ \text{C}$; $t_4 = 208^\circ \text{C}$
 VI.14 — а) $t_{II} = 160^\circ \text{C}$; $t_{II} = 123^\circ \text{C}$; б) $\tau = 48 \text{ мин}$
 VI.15 — $\tau = 51 \text{ мин}$
 VI.16 — $q = 3360 \text{ Вт/м}$

VI. 17 — $\alpha = 20300 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}$
 VI. 18 — $\alpha = 116 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}$
 VI. 19 — а) вода: $\alpha = 12,15$; $m = 0,8$; $n = 1,8$;
 б) воздух: $\alpha = 4,05$; $m = 0,8$; $n = 0,2$
 VI. 20 — $Q = 990 \text{ вт}$; $Q = 998 \text{ вт}$
 VI. 21 — $t = 78^\circ \text{C}$
 VI. 22 — $\delta_1 = 0,86 \text{ м}$; $\delta_2 = 0,195 \text{ м}$
 VI. 23 — $Q = 453 \text{ кВт}$
 VI. 24 — $q = 2200 \text{ вт/м}$
 VI. 25 — $Q = 21300 \text{ вт}$
 VI. 26 — в 3,2 раза
 VI. 27 — $\tau = 10 \text{ ч}$
 VI. 28 — $q = 14000 \text{ вт/м}$; $q' = 14190 \text{ вт/м}$
 VI. 29 — а) $q = 24400 \text{ вт/м}$; б) в 2,95 раза
 VI. 30 — а) $I = 75 \text{ а}$; б) $t = 103,5^\circ \text{C}$; в) в 1,19 раза
 VI. 31 — $t = 1000^\circ \text{C}$
 VI. 32 — $\lambda = 43,5 \text{ вт/(м} \cdot \text{град)}$

Глава VII

VII. 1 — Противоток
 VII. 2 — $t_1'' = 32,2^\circ \text{C}$; $t_2'' = 40^\circ \text{C}$
 VII. 3 — а) прямоток: $F = 10,8 \text{ м}^2$; $G_1 = 7,34 \text{ кг/сек}$;
 б) противоток: $F = 30,3 \text{ м}^2$; $G_1 = 1,05 \text{ кг/сек}$
 VII. 4 — $F = 11,7 \text{ м}^2$
 VII. 5 — $F_{\text{прям}} : F_{\text{прот}} : F_{\text{см, 2}} : F_{\text{см, 4}} = 1 : 0,715 : 0,651 : 0,55$
 VII. 6 — $t_a = 36,6^\circ \text{C}$; $t_b = 83,4^\circ \text{C}$
 VII. 7 — $k = 17,5 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$
 VII. 8 — а) $G_1 = 0,835 \text{ кг/сек}$; $kF = 963 \text{ вт/град}$;
 б) $t_1'' = 73^\circ \text{C}$; $t_2'' = 33,5^\circ \text{C}$
 VII. 9 — $t_1'' = 108^\circ \text{C}$
 VII. 10 — $F = 6,2 \text{ м}^2$; $t_{2\text{н}}'' = 96,5^\circ \text{C}$; $t_{2\text{к}}'' = 50,5^\circ \text{C}$
 VII. 11 — $n = 18 \text{ шт}$; $n' = 2 \text{ хода}$
 VII. 12 — $\tau = 0,89 \text{ ч} < 1 \text{ ч}$
 VII. 13 — $t_{\text{кип, ср}} = 78^\circ \text{C}$
 VII. 14 — $t_{\text{кип}} = 129,15^\circ \text{C}$
 VII. 15 — $F = 108 \text{ м}^2$; $F' = 80,3 \text{ м}^2$
 VII. 16 — $p = 0,317 \text{ ат}$
 VII. 17 — $\delta_{\text{отл}} = 0,206 \text{ мм}$; $S_0 = 0,199 \text{ кг/сек}$ исходного раствора
 VII. 18 — $F = 87,2 \text{ м}^2$
 VII. 19 — $c_k = 6,9\%$
 VII. 20 — $c_k = 10\%$
 VII. 21 — $p = 2,22 \text{ ат}$
 VII. 22 — $Q_n = 4,75\%$
 VII. 23 — $S_0 = 2 \text{ кг/сек}$
 VII. 24 — $k = 1380 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$
 VII. 25 — $n = 134 \text{ трубок}$; $n' = 5 \text{ ходов}$
 VII. 26 — $G_1 = 4,77 \text{ кг/сек}$; $n = 55$; $n' = 2 \text{ хода}$
 VII. 27 — $F = 19 \text{ м}^2$
 VII. 28 — $D = 1600 \text{ мм}$; $n = 6 \text{ перегородок}$

Глава VIII

VIII. 1 — $x_A = 0,158$; $y_A^* = 0,1925$; $p_{\text{NH}_3}^* = 142 \text{ мм рт. ст.}$
 VIII. 2 — $N_{\text{CO}_2} = 3,33 \text{ кг CO}_2/\text{м}^2 \text{ H}_2\text{O}$

VIII. 3 — $X \cdot 10^3 \dots$ | 0,0562 | 0,1406 | 0,281 | 0,4218 | 0,843 | 1,407 | 1,96 | 2,812 | 4,218
 $Y \cdot 10^2 \dots$ | 0,0507 | 0,134 | 0,351 | 0,648 | 1,55 | 3,10 | 4,75 | 7,65 | 12,4
 VIII. 4 — $m_{y, 1} = 2,22$; $m_{y, 2} = 2,73$
 VIII. 5 — $t = 105^\circ \text{C}$; $y = 0,25$
 VIII. 6 — $\alpha = 2,45$; $m = 0,822$
 VIII. 7 — $x_1 = 0,4$; $y_1 = 0,63$
 VIII. 8 — а) $x_1 = 0,80$; $y_2 = 0,93$; б) $x_1 = 0,81$; $y_1 = 0,93$
 VIII. 9 — а) $D = 0,128 \text{ см}^2/\text{сек}$; б) $D = 0,17 \text{ см}^2/\text{сек}$
 VIII. 10 — $D_{AB} = 0,1725 \text{ см}^2/\text{сек}$; $D_{AC} = 0,2335 \text{ см}^2/\text{сек}$
 $D_{AD} = 0,2233 \text{ см}^2/\text{сек}$; $D_A = 0,219 \text{ см}^2/\text{сек}$
 VIII. 11 — $D = 1,37 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{сек}$
 VIII. 12 — $k_T = 37,7 \text{ м/ч}$; $k_{ж} = 0,494 \text{ м/ч}$
 VIII. 13 — $k_T = 1,535 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y)$; $k_{ж} = 27,4 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x)$
 VIII. 14 — $k_T = 1,1 \cdot 10^5 \text{ м/ч}$
 VIII. 15 — $k_T = 2,615 \cdot 10^4 \text{ м/ч}$; $k_{ж} = 41,3 \text{ м/ч}$
 VIII. 16 — $k_T = 131 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y)$; $k_{ж} = 2295 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x)$
 VIII. 17 — $m_1 = 29,8$; $m_2 = 9,9$; $K_{T, 1} = 48,3 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y)$;
 $K_{T, 2} = 83,5 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta y)$

Глава IX

IX. 1 — $\epsilon = 0,66$; $\psi = 0,446$; $d_{об} = 0,0116 \text{ м}$; $d_{пов} = 0,0174 \text{ м}$; $\sigma = 394 \text{ м}^2/\text{м}^3$
 IX. 2 — $d_{экр} = 0,33 \text{ мм}$; $Re = 2280$
 IX. 3 — $\Delta p_T = 320 \text{ н/м}^2$
 IX. 4 — $\lambda = 45$; $\Delta p_T = 240 \text{ н/м}^2$
 IX. 5 — $\Delta p_{T-ж} = 1180 \text{ н/м}^2$
 IX. 6 — $S_{эфф} = 0,010$; $S_{ост} = 0,025$; $S_{общ} = 0,035$; $V_{ост} = 0,085 \text{ м}^3$; $V = 0,120 \text{ м}^3$
 IX. 7 — $\Delta p_{об} = 0,040 \text{ мм рт. ст.}$ жидкостн

Глава X

X. 1 — $L = 118 \text{ кмоль/ч}$
 X. 2 — $L = 27,20 \text{ м}^3/\text{ч}$
 X. 3 — $L = 14,6 \text{ м}^3/\text{ч}$
 X. 4 — $F = 3230 \text{ м}^2$
 X. 5 — $H = 6,90 \text{ м}$
 X. 6 — $y \dots 0,06$ | 0,05 | 0,04 | 0,03 | 0,02 | 0,01 | 0,001
 $y_t \dots 0,0475$ | 0,0392 | 0,0308 | 0,0224 | 0,0140 | 0,0065 | 0,0005
 X. 7 — $H = 2,2 \text{ м}$

Глава XI

XI. 1 — 1) $L_K = 7,87 \text{ кмоль}$; 2) $y = 0,743$
 XI. 2 — 1) $x = 0,380$; 2) $y = 0,680$
 XI. 3 — 1) $x = 0,403$; $y = 0,6455$; 2) $t = 71^\circ \text{C}$
 XI. 4 — $x_1 = 0,00126$; $y_1 = 0,3122$;
 $x_2 = 0,05624$; $y_2 = 0,2984$;
 $x_3 = 0,3150$; $y_3 = 0,2338$;
 $x_4 = 0,6275$; $y_4 = 0,1556$
 XI. 5 — 1) $e = 0,665$; 2) $x_1 = 0,022$; $y_1 = 0,1395$;
 $x_2 = 0,5217$; $y_2 = 0,7147$;
 $x_3 = 0,4562$; $y_3 = 0,1460$

- XI.6 - 1) $e = 0,85$ 2) $x_1 = 0,032$; $y_1 = 0,114$;
 $x_2 = 0,068$; $y_2 = 0,122$;
 $x_3 = 0,105$; $y_3 = 0,167$;
 $x_4 = 0,487$; $y_4 = 0,462$;
 $x_5 = 0,187$; $y_5 = 0,113$;
 $x_6 = 0,087$; $y_6 = 0,026$

- XI.7 - 1) $W = 196,6$ кмоль/ч; $D = 153,4$ кмоль/ч;
 2) $N = 11$ теоретических тарелок.

- XI.8 - 1) $W = 600$ кмоль/ч; $D = 400$ кмоль/ч;
 2) $R_{\min} = 1,36$;
 3) и 4)

| Число тарелок | Метод расчета | | | | |
|---------------|---------------|-----------|-----------------|---------|--------|
| | Фенске | Джилленда | Мак-Кэба - Тиле | Смокера | Льюиса |
| N | — | 12,4 | 13,3 | 13,04 | 13,18 |
| N_{\min} | 6,63 | — | 7 | — | — |

ПРИЛОЖЕНИЯ

- XI.9 - $R = 1,25$ кмоль/кмоль

- XI.10 - $N_A = 18$ тарелок

Глава XII

- XII.2 - $Y_A = 0,06$; $Y_B = 0,54$; $Y_S = 0,40$

- XII.3 - $S_m = 4$ кг; $R_1 = 83$ кг; $E_1 = 117$ кг; $x_A = 0,887$; $x_B = 0,09$;
 $x_S = 0,023$ кг; $y_A = 0,032$; $y_B = 0,15$; $y_S = 0,818$

- XII.4 - $E_1 = 500$ кг; $R_1 = 750$ кг; $x_A = 0,65$; $x_B = 0,35$; $x_S = 0,02$;
 $y_A = 0,04$; $y_B = 0,475$; $y_S = 0,485$

- XII.5 - 3; $R_1 = 62$ кг; $x_{B, R_1} = 0,223$; $E_1 = 38$ кг; $y_{B, E_1} = 0,325$;
 $R_2 = 56$ кг; $x_{B, R_2} = 0,134$; $E_2 = 31$ кг; $y_{B, E_2} = 0,204$; $R_3 = 50$ кг;
 $x_{B, R_3} = 0,075$; $E_3 = 31$ кг; $y_{B, E_3} = 0,12$

- XII.6 - 5 теоретических ступеней

| Расход, кг/ч | Число единиц | | | | |
|--------------|--------------|-------|------|-------|-------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| E | 132,5 | 101,7 | 80,9 | 74,0 | 62,5 |
| R | 69,2 | 48,3 | 41,5 | 30,0 | 47,5 |
| Y_{BE} | 0,35 | 0,235 | 0,16 | 0,085 | 0,015 |
| x_{BE} | 0,4 | 0,345 | 0,24 | 0,155 | 0,08 |

- XII.7 - $Y_A = 0,051$; $Y_B = 0,27$; $Y_S = 0,679$

- XII.8 - а) $x_{A, R_N} = 0,694$; $x_{B, R_N} = 0,30$; $x_{S, R_N} = 0,06$; $R_N = 60,4$ кг

- $y_{A, E_1} = 0,043$; $y_{B, E_1} = 0,549$;
 $Y_{S, E_1} = 0,408$; $E_1 = 67,1$ кг

- б) 2 теоретические ступени

- XII.9 - $R'_N = 60$ кг; $E'_1 = 40,0$ кг

Плотность жидкостей и водных растворов (в кг/м³)

| Вещество | Плотность при температуре, °С | | | | | | | |
|--|-------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| | -20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Азотная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная | 1582 | 1547 | 1513 | 1478 | 1443 | 1408 | 1373 | 1338 |
| 50%-ная | — | 1334 | 1310 | 1287 | 1263 | 1238 | 1212 | 1186 |
| Аммиак жидкий | 665 | 639 | 610 | 580 | 545 | 510 | 462 | 390 |
| Аммиачная вода 25%-ная | — | 918 | 907 | 897 | 887 | 876 | 866 | 856 |
| Анилин | — | 1039 | 1022 | 1004 | 987 | 969 | 952 | 933 |
| Ацетон | 835 | 813 | 791 | 768 | 746 | 719 | 693 | 665 |
| Бензол | — | 900 | 879 | 858 | 836 | 815 | 793 | 769 |
| Бутиловый спирт | 838 | 824 | 810 | 795 | 781 | 766 | 751 | 735 |
| Вода | — | 1000 | 998 | 992 | 983 | 972 | 958 | 943 |
| Гексан | 693 | 677 | 660 | 641 | 622 | 602 | 581 | 559 |
| Глицерин 50%-ный | — | 1136 | 1126 | 1116 | 1106 | 1006 | 996 | 986 |
| Двуокись серы (жидк.) | 1484 | 1434 | 1383 | 1327 | 1264 | 1193 | 1111 | 1010 |
| Дихлорэтан | 1310 | 1282 | 1254 | 1224 | 1194 | 1163 | 1133 | 1102 |
| Изопропиловый спирт | 817 | 801 | 785 | 768 | 752 | 735 | 718 | 700 |
| Раствор хлористого кальция 25%-ный | 1248 | 1239 | 1230 | 1220 | 1210 | 1200 | 1190 | 1180 |
| Метиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный | 828 | 810 | 792 | 774 | 756 | 736 | 714 | 690 |
| 40%-ный | — | 946 | 935 | 924 | 913 | 902 | 891 | 880 |
| Муравьиная кислота | — | 1244 | 1220 | 1195 | 1171 | 1147 | 1121 | 1096 |
| Раствор едкого натра | | | | | | | | |
| 50%-ный | — | 1540 | 1525 | 1511 | 1497 | 1483 | 1469 | 1454 |
| 40%-ный | — | 1443 | 1430 | 1416 | 1403 | 1389 | 1375 | 1360 |
| 30%-ный | — | 1340 | 1328 | 1316 | 1303 | 1289 | 1276 | 1261 |
| 20%-ный | — | 1230 | 1219 | 1208 | 1196 | 1183 | 1170 | 1155 |
| 10%-ный | — | 1117 | 1109 | 1100 | 1089 | 1077 | 1064 | 1049 |

| Вещество | Плотность при температуре, °С | | | | | | | |
|--|-------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| | -20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Раствор хлористого натрия, 20%-ный | — | 1157 | 1148 | 1139 | 1130 | 1120 | 1110 | 1100 |
| Нитробензол | — | 1223 | 1203 | 1183 | 1163 | 1143 | 1123 | 1103 |
| Октан | 734 | 718 | 702 | 686 | 669 | 653 | 635 | 617 |
| Олеум 20%-ный | — | 1922 | 1896 | 1870 | 1844 | 1818 | 1792 | 1766 |
| Серная кислота | | | | | | | | |
| 98%-ная | — | 1857 | 1837 | 1817 | 1798 | 1779 | 1761 | 1742 |
| 92%-ная | 1866 | 1845 | 1824 | 1803 | 1783 | 1765 | 1744 | 1723 |
| 75%-ная | 1709 | 1689 | 1669 | 1650 | 1632 | 1614 | 1597 | 1580 |
| 60%-ная | 1532 | 1515 | 1498 | 1482 | 1466 | 1450 | 1434 | 1418 |
| Серовуглерод | 1323 | 1293 | 1263 | 1233 | 1200 | 1165 | 1125 | 1082 |
| Соляная кислота 30%-ная | 1173 | 1161 | 1149 | 1138 | 1126 | 1115 | 1103 | 1090 |
| Толуол | 902 | 884 | 866 | 847 | 828 | 808 | 788 | 766 |
| Уксусная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная | — | 1072 | 1048 | 1027 | 1004 | 981 | 958 | 922 |
| 50%-ная | — | 1074 | 1058 | 1042 | 1026 | 1010 | 994 | 978 |
| Фенол (расплавленный) | — | — | 1075 | 1058 | 1040 | 1022 | 1003 | 987 |
| Хлорбензол | 1150 | 1128 | 1107 | 1085 | 1065 | 1041 | 1021 | 995 |
| Хлороформ | 1563 | 1526 | 1489 | 1450 | 1411 | 1380 | 1326 | 1280 |
| Четыреххлористый углерод | 1670 | 1633 | 1594 | 1556 | 1517 | 1471 | 1434 | 1390 |
| Этилацетат | 947 | 924 | 901 | 876 | 851 | 825 | 797 | 768 |
| Этиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный | 823 | 806 | 789 | 772 | 754 | 735 | 716 | 693 |
| 80%-ный | — | 857 | 843 | 828 | 813 | 797 | 783 | 768 |
| 60%-ный | — | 904 | 891 | 878 | 864 | 849 | 835 | 820 |
| 40%-ный | — | 947 | 935 | 923 | 910 | 897 | 885 | 872 |
| 20%-ный | — | 977 | 969 | 957 | 946 | 934 | 922 | 910 |
| Этиловый эфир | 758 | 736 | 714 | 689 | 666 | 640 | 611 | 576 |

Вязкость жидкостей и водных растворов (в спз)
 коэффициент пересчета в единицы СИ: $\text{спз} \times 10^{-3} = \eta \cdot \text{сек/м}^2$

| Вещество | Вязкость при температуре, °C | | | | | | | | | | | |
|--|------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | -20 | -10 | 0 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Азотная кислота | | | | | | | | | | | | |
| 100%-ная | 1,49 | 1,24 | 1,05 | 0,92 | 0,8 | 0,72 | 0,64 | 0,57 | 0,5 | 0,39 | 0,35 | 0,31 |
| 50%-ная | — | 4 | 3,05 | 2,4 | 1,88 | 1,55 | 1,28 | 1,07 | 0,9 | 0,68 | 0,53 | 0,44 |
| Аммиак жидкий | 0,258 | 0,251 | 0,244 | 0,235 | 0,226 | 0,217 | 0,208 | 0,199 | 0,19 | — | — | — |
| Аммиачная вода 25%-ная | — | — | — | 1,72 | 1,3 | 1,05 | 0,855 | 0,71 | 0,6 | 0,42 | 0,32 | 0,23 |
| Анилин | — | — | 10,2 | 6,5 | 4,4 | 3,12 | 2,3 | 1,8 | 1,5 | 1,1 | 0,8 | 0,59 |
| Ацетон | 0,5 | 0,442 | 0,395 | 0,356 | 0,322 | 0,293 | 0,268 | 0,246 | 0,23 | 0,2 | 0,17 | 0,15 |
| Бензол | — | — | 0,91 | 0,76 | 0,65 | 0,56 | 0,492 | 0,436 | 0,39 | 0,316 | 0,261 | 0,219 |
| Бутиловый спирт | 10,3 | 7,4 | 5,19 | 3,87 | 2,95 | 2,28 | 1,78 | 1,41 | 1,14 | 0,76 | 0,54 | 0,38 |
| Вода | — | — | 1,79 | 1,31 | 1,0 | 0,801 | 0,656 | 0,549 | 0,469 | 0,357 | 0,284 | 0,232 |
| Гексан | 0,479 | 0,426 | 0,397 | 0,355 | 0,32 | 0,29 | 0,264 | 0,241 | 0,221 | 0,19 | 0,158 | 0,132 |
| Глицерин 50%-ный | — | — | 12 | 8,5 | 6,05 | 4,25 | 3,5 | 2,6 | 2 | 1,2 | 0,73 | 0,45 |
| Двуокись серы (жидк.) | 0,455 | 0,41 | 0,368 | 0,334 | 0,304 | 0,279 | — | — | — | — | — | — |
| Дихлорэтан | 1,54 | 1,24 | 1,08 | 0,95 | 0,84 | 0,74 | 0,65 | 0,565 | 0,51 | 0,42 | 0,36 | 0,31 |
| Изопропиловый спирт | 10,1 | 6,8 | 4,6 | 3,26 | 2,39 | 1,76 | 1,33 | 1,03 | 0,8 | 0,52 | 0,38 | 0,29 |
| Раствор хлористого кальция 25%-ный | 10,6 | 7 | 4,47 | 3,36 | 2,74 | 2,25 | 1,85 | 1,55 | — | — | — | — |
| Метиловый спирт | | | | | | | | | | | | |
| 100%-ный | 1,16 | 0,97 | 0,817 | 0,68 | 0,584 | 0,51 | 0,45 | 0,396 | 0,351 | 0,29 | 0,24 | 0,21 |
| 40%-ный | — | — | 3,65 | 2,54 | 1,84 | 1,37 | — | — | — | — | — | — |
| Муравьиная кислота | — | — | — | 2,25 | 1,78 | 1,46 | 1,22 | 1,03 | 0,89 | 0,68 | 0,54 | 0,4 |
| Раствор едкого натра | | | | | | | | | | | | |
| 50%-ный | — | — | — | — | — | 46 | 25 | 16 | 8,03 | 5,54 | 3,97 | 3,42 |
| 40%-ный | — | — | — | — | 40 | 23 | 14 | 9,2 | 5,44 | 3,62 | 2,72 | 2,37 |
| 30%-ный | — | — | — | — | 13 | 9 | 6,3 | 4,6 | 3,4 | 2,16 | 1,82 | 1,71 |
| 20%-ный | — | — | — | — | 4,48 | 3,3 | 2,48 | 2 | 1,63 | 1,27 | 1,15 | 1,08 |
| 10%-ный | — | — | — | — | 1,86 | 1,45 | 1,16 | 0,98 | 0,91 | 0,7 | 0,65 | 0,6 |

Продолжение

| Вещество | Вязкость при температуре, °C | | | | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | -20 | -10 | 0 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Раствор хлористого натрия | | | | | | | | | | | | |
| 20%-ный | — | 4,08 | 2,67 | 1,99 | 1,56 | 1,24 | 1,03 | 0,87 | 0,74 | 0,57 | 0,46 | 0,38 |
| Нитробензол | — | — | 3,09 | 2,46 | 2,01 | 1,69 | 1,44 | 1,24 | 1,09 | 0,87 | 0,7 | 0,58 |
| Октаи | 0,968 | 0,829 | 0,703 | 0,61 | 0,54 | 0,479 | 0,428 | 0,386 | 0,35 | 0,291 | 0,245 | 0,208 |
| Олеум 20%-ный | — | — | 95 | 60 | 36,6 | 28,8 | 20,8 | 12,8 | 9 | 5,3 | — | — |
| Серная кислота | | | | | | | | | | | | |
| 98%-ная | — | — | 55 | 37 | 25,8 | 17,1 | 12,9 | 9,46 | 7,5 | 4,1 | 2,7 | 2 |
| 92%-ная | 130 | 90 | 48 | 32 | 23,1 | 15,6 | 11,8 | 8,4 | 6,7 | 3,8 | 2,5 | 1,95 |
| 75%-ная | 95 | 50 | 30 | 20 | 13,9 | 10,6 | 8,1 | 5,9 | 4,6 | 2,8 | 1,9 | 1,45 |
| 60%-ная | 20 | 15 | 10,5 | 7,7 | 5,52 | 4,08 | 3,42 | 2,8 | 2,4 | 1,5 | 1,07 | 0,9 |
| Сероуглерод | 0,556 | 0,488 | 0,433 | 0,396 | 0,366 | 0,319 | 0,29 | 0,27 | 0,25 | 0,21 | 0,19 | 0,17 |
| Соляная кислота 30%-ная | — | — | — | 2,1 | 1,7 | 1,48 | 1,3 | — | — | — | — | — |
| Толуол | 1,06 | 0,9 | 0,768 | 0,667 | 0,586 | 0,522 | 0,466 | 0,42 | 0,381 | 0,319 | 0,271 | 0,231 |
| Уксусная кислота | | | | | | | | | | | | |
| 100%-ная | — | — | — | — | 1,22 | 1,04 | 0,9 | 0,79 | 0,7 | 0,56 | 0,46 | 0,37 |
| 50%-ная | — | — | 4,35 | 3,03 | 2,21 | 1,7 | 1,35 | 1,11 | 0,92 | 0,65 | 0,5 | 0,4 |
| Фенол (расплавленный) | — | — | — | — | 11,6 | 7 | 4,77 | 3,43 | 2,56 | 1,59 | 1,05 | 0,78 |
| Хлорбензол | 1,48 | 1,24 | 1,06 | 0,91 | 0,8 | 0,71 | 0,64 | 0,57 | 0,52 | 0,435 | 0,37 | 0,32 |
| Хлороформ | 0,9 | 0,79 | 0,7 | 0,63 | 0,57 | 0,51 | 0,466 | 0,426 | 0,39 | 0,33 | 0,29 | 0,26 |
| Четыреххлористый углерод | 1,9 | 1,68 | 1,35 | 1,13 | 0,97 | 0,84 | 0,74 | 0,65 | 0,59 | 0,472 | 0,387 | 0,323 |
| Этилацетат | 0,79 | 0,67 | 0,578 | 0,507 | 0,449 | 0,4 | 0,36 | 0,326 | 0,297 | 0,248 | 0,21 | 0,178 |
| Этиловый спирт | | | | | | | | | | | | |
| 100%-ный | 2,38 | 2,23 | 1,78 | 1,46 | 1,19 | 1,0 | 0,825 | 0,701 | 0,591 | 0,435 | 0,326 | 0,248 |
| 80%-ный | — | — | 3,69 | 2,71 | 2,01 | 1,53 | 1,2 | 0,97 | 0,79 | 0,57 | 0,52 | 0,43 |
| 60%-ный | — | — | 5,75 | 3,77 | 2,67 | 1,93 | 1,45 | 1,13 | 0,9 | 0,6 | 0,45 | 0,34 |
| 40%-ный | — | — | 7,14 | 4,39 | 2,91 | 2,02 | 1,48 | 1,13 | 0,89 | 0,6 | 0,44 | 0,34 |
| 20%-ный | — | — | 5,32 | 3,17 | 2,18 | 1,55 | 1,16 | 0,91 | 0,74 | 0,51 | 0,38 | 0,3 |
| Этиловый эфир | 0,364 | 0,328 | 0,296 | 0,268 | 0,243 | 0,22 | 0,199 | 0,182 | 0,166 | 0,14 | 0,118 | 0,1 |

ПРИЛОЖЕНИЕ III

Удельная теплоемкость жидкостей и водных растворов [в ккал/(кг·град)]
коэффициент пересчета в СИ: [ккал/(кг·град)] · 4190 = Дж/(кг·град)

| Вещество | Удельная теплоемкость при температуре, °C | | | | | | | |
|--|---|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | -20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Азотная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная . . | 0,415 | 0,418 | 0,42 | 0,425 | 0,43 | 0,435 | 0,44 | 0,445 |
| 50%-ная . . . | — | 0,667 | 0,68 | 0,693 | 0,71 | 0,73 | 0,74 | 0,76 |
| Аммиак жидкий | 1,08 | 1,1 | 1,13 | 1,16 | 1,22 | 1,3 | 1,37 | 1,48 |
| Аммиачная вода | | | | | | | | |
| 25%-ная . . . | — | 1,03 | 1,03 | 1,04 | 1,06 | 1,08 | 1,1 | 1,13 |
| Анилин | — | 0,477 | 0,487 | 0,498 | 0,508 | 0,519 | 0,529 | 0,54 |
| Ацетон | 0,49 | 0,505 | 0,52 | 0,535 | 0,55 | 0,566 | 0,581 | 0,596 |
| Бензол | — | 0,39 | 0,413 | 0,436 | 0,46 | 0,483 | 0,506 | 0,52 |
| Бутиловый спирт | 0,47 | 0,503 | 0,555 | 0,607 | 0,66 | 0,712 | 0,765 | 0,817 |
| Вода | — | 1,01 | 0,999 | 0,998 | 1,0 | 1,0 | 1,01 | 1,02 |
| Гексан | 0,536 | 0,536 | 0,536 | 0,536 | 0,536 | 0,536 | 0,536 | 0,536 |
| Глицерин 50%-ный | — | 0,85 | 0,85 | 0,84 | 0,84 | — | — | — |
| Двуокись серы (жидк.) | 0,313 | 0,317 | 0,327 | 0,342 | 0,363 | 0,389 | 0,42 | 0,457 |
| Дихлорэтан . . . | 0,232 | 0,253 | 0,274 | 0,296 | 0,317 | 0,339 | 0,361 | 0,382 |
| Изопропиловый спирт | 0,525 | 0,564 | 0,635 | 0,706 | 0,777 | 0,847 | 0,917 | 0,987 |
| Раствор хлористого кальция 25%-ный . . . | 0,678 | 0,69 | 0,702 | 0,71 | 0,73 | 0,74 | 0,75 | 0,76 |
| Метиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный . . | 0,569 | 0,589 | 0,613 | 0,637 | 0,66 | 0,684 | 0,708 | 0,732 |
| 40%-ный . . | — | 0,84 | 0,85 | 0,86 | 0,86 | 0,87 | 0,88 | 0,89 |
| Муравьиная кислота | — | 0,469 | 0,49 | 0,511 | 0,531 | 0,552 | 0,573 | 0,593 |
| Раствор едкого натра | | | | | | | | |
| 50%-ный . . | — | — | 0,773 | 0,769 | 0,767 | 0,765 | 0,763 | 0,762 |
| 40%-ный . . | — | 0,807 | 0,817 | 0,826 | 0,83 | 0,832 | 0,832 | 0,832 |
| 30%-ный . . | — | 0,824 | 0,84 | 0,856 | 0,865 | 0,869 | 0,869 | 0,869 |
| 20%-ный . . | — | 0,842 | 0,862 | 0,875 | 0,882 | 0,886 | 0,888 | 0,888 |
| 10%-ный . . | — | 0,882 | 0,9 | 0,912 | 0,918 | 0,922 | 0,924 | 0,926 |

| Вещество | Удельная теплоемкость при температуре, °C | | | | | | | |
|---|---|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | -20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Раствор хлористого натрия 20%-ный . . . | — | 0,941 | 0,939 | 0,936 | 0,931 | 0,93 | 0,92 | 0,92 |
| Нитробензол . . | — | 0,334 | 0,347 | 0,35 | 0,374 | 0,387 | 0,4 | 0,414 |
| Октан | 0,526 | 0,526 | 0,526 | 0,526 | 0,526 | 0,526 | 0,526 | 0,526 |
| Олеум 20%-ный | — | 0,326 | 0,34 | 0,354 | 0,368 | 0,382 | 0,396 | 0,41 |
| Серная кислота | | | | | | | | |
| 98%-ная . . | — | 0,335 | 0,348 | 0,361 | 0,375 | 0,388 | 0,402 | 0,414 |
| 92%-ная . . | 0,355 | 0,366 | 0,377 | 0,389 | 0,4 | 0,412 | 0,425 | 0,436 |
| 75%-ная . . | 0,431 | 0,447 | 0,463 | 0,479 | 0,495 | 0,51 | 0,527 | 0,543 |
| 60%-ная . . | 0,505 | 0,525 | 0,545 | 0,565 | 0,585 | 0,605 | 0,625 | 0,645 |
| Сероуглерод . . | 0,232 | 0,235 | 0,238 | 0,242 | 0,245 | 0,248 | 0,252 | 0,255 |
| Соляная кислота 30%-ная . . . | — | 0,55 | 0,59 | 0,63 | 0,67 | 0,72 | 0,76 | 0,8 |
| Толуол | 0,363 | 0,385 | 0,407 | 0,429 | 0,451 | 0,473 | 0,494 | 0,506 |
| Уксусная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная . . | — | 0,45 | 0,476 | 0,502 | 0,527 | 0,553 | 0,579 | 0,605 |
| 50%-ная . . . | — | 0,73 | 0,74 | 0,75 | 0,76 | 0,78 | 0,79 | 0,8 |
| Фенол (расплавленный) . . . | — | — | 0,56 | 0,56 | 0,56 | 0,56 | 0,56 | 0,56 |
| Хлорбензол . . . | 0,285 | 0,3 | 0,315 | 0,33 | 0,345 | 0,36 | 0,376 | 0,391 |
| Хлороформ . . . | 0,23 | 0,287 | 0,244 | 0,251 | 0,258 | 0,265 | 0,272 | 0,279 |
| Четыреххлористый углерод . . | 0,194 | 0,2 | 0,206 | 0,213 | 0,22 | 0,226 | 0,233 | 0,24 |
| Этилацетат . . . | 0,424 | 0,441 | 0,458 | 0,475 | 0,493 | 0,51 | 0,527 | 0,544 |
| Этиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный . . | 0,505 | 0,547 | 0,593 | 0,648 | 0,708 | 0,769 | 0,839 | 0,909 |
| 80%-ный . . | — | 0,64 | 0,68 | 0,72 | 0,77 | 0,82 | 0,87 | 0,93 |
| 60%-ный . . | — | 0,73 | 0,75 | 0,79 | 0,83 | 0,86 | 0,9 | 0,95 |
| 40%-ный . . | — | 0,82 | 0,84 | 0,87 | 0,88 | 0,91 | 0,94 | 0,96 |
| 20%-ный . . | — | 0,91 | 0,92 | 0,93 | 0,94 | 0,95 | 0,97 | 0,98 |
| Этиловый эфир . | 0,516 | 0,528 | 0,541 | 0,575 | 0,633 | 0,69 | 0,747 | 0,803 |

Теплопроводность жидкостей и водных растворов
[в ккал/(м·ч·град)]

коэффициент пересчета в СИ: [ккал/(м·ч·град)] · 1,16 = Вт/(м·град)

| Вещество | Теплопроводность при температуре, °С | | | | | | | |
|--|--------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | —20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Азотная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная . . | 0,226 | 0,221 | 0,216 | 0,212 | 0,208 | 0,205 | 0,201 | 0,198 |
| 50%-ная . . . | — | 0,381 | 0,394 | 0,403 | 0,412 | 0,416 | 0,418 | 0,42 |
| Аммиак жидкий | 0,504 | 0,465 | 0,426 | 0,387 | 0,348 | 0,309 | 0,27 | 0,231 |
| Аммиачная вода | | | | | | | | |
| 25%-ная | — | 0,36 | 0,386 | 0,412 | 0,437 | 0,463 | 0,49 | 0,51 |
| Анилин | — | 0,16 | 0,157 | 0,154 | 0,15 | 0,147 | 0,144 | 0,141 |
| Ацетон | 0,154 | 0,15 | 0,146 | 0,142 | 0,138 | 0,134 | 0,13 | 0,126 |
| Бензол | — | 0,13 | 0,126 | 0,121 | 0,117 | 0,112 | 0,108 | 0,104 |
| Бутиловый спирт | 0,137 | 0,134 | 0,132 | 0,129 | 0,126 | 0,123 | 0,12 | 0,118 |
| Вода | — | 0,474 | 0,515 | 0,545 | 0,567 | 0,58 | 0,587 | 0,59 |
| Гексан | 0,118 | 0,118 | 0,118 | 0,118 | 0,118 | 0,118 | 0,118 | 0,118 |
| Глицерин 50%-ный | — | 0,335 | 0,362 | 0,391 | 0,42 | 0,45 | 0,48 | 0,51 |
| Двуокись серы (жидк.) | 0,193 | 0,182 | 0,171 | 0,16 | 0,15 | 0,139 | 0,128 | 0,117 |
| Дихлорэтан . . . | 0,125 | 0,12 | 0,116 | 0,112 | 0,107 | 0,103 | 0,098 | 0,094 |
| Изопропиловый спирт | 0,135 | 0,132 | 0,13 | 0,127 | 0,124 | 0,121 | 0,118 | 0,115 |
| Раствор хлорис- того кальция 25%-ный | 0,407 | 0,435 | 0,464 | 0,492 | 0,52 | 0,548 | 0,58 | 0,6 |
| Метиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный . . . | 0,186 | 0,184 | 0,182 | 0,179 | 0,177 | 0,174 | 0,172 | 0,17 |
| 40%-ный | — | 0,278 | 0,287 | 0,295 | 0,304 | 0,312 | 0,32 | 0,33 |
| Муравьиная кис- лота | — | 0,224 | 0,221 | 0,218 | 0,214 | 0,211 | 0,207 | 0,203 |
| Раствор едкого натра | | | | | | | | |
| 50%-ный | — | 0,446 | 0,457 | 0,465 | 0,47 | 0,476 | 0,479 | 0,481 |
| 40%-ный | — | 0,446 | 0,458 | 0,467 | 0,475 | 0,48 | 0,483 | 0,485 |
| 30%-ный | — | 0,446 | 0,459 | 0,469 | 0,478 | 0,484 | 0,487 | 0,489 |
| 20%-ный | — | 0,447 | 0,462 | 0,473 | 0,484 | 0,491 | 0,494 | 0,496 |
| 10%-ный | — | 0,45 | 0,467 | 0,48 | 0,492 | 0,499 | 0,503 | 0,505 |

| Вещество | Теплопроводность при температуре, °С | | | | | | | |
|---|--------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | —20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Раствор хлорис- того натрия 20%-ный | — | 0,468 | 0,497 | 0,52 | 0,54 | 0,555 | 0,565 | 0,57 |
| Нитробензол . . | — | 0,132 | 0,13 | 0,127 | 0,125 | 0,122 | 0,12 | 0,1 |
| Октаи | 0,133 | 0,132 | 0,131 | 0,129 | 0,127 | 0,126 | 0,125 | 0,124 |
| Олеум 20%-ный . | — | 0,25 | 0,26 | 0,27 | 0,28 | 0,29 | — | — |
| Серная кислота | | | | | | | | |
| 98%-ная | — | 0,264 | 0,284 | 0,294 | 0,306 | 0,324 | 0,334 | 0,344 |
| 92%-ная | 0,256 | 0,276 | 0,296 | 0,306 | 0,324 | 0,336 | 0,346 | 0,356 |
| 75%-ная | 0,3 | 0,315 | 0,33 | 0,345 | 0,365 | 0,385 | 0,405 | 0,425 |
| 60%-ная | 0,33 | 0,35 | 0,37 | 0,38 | 0,4 | 0,43 | 0,45 | 0,47 |
| Сероуглерод . . . | 0,15 | 0,146 | 0,142 | 0,139 | 0,133 | 0,129 | 0,125 | 0,121 |
| Соляная кислота 30%-ная | — | 0,334 | 0,362 | 0,39 | 0,419 | 0,45 | 0,48 | 0,5 |
| Толуол | 0,125 | 0,121 | 0,117 | 0,113 | 0,11 | 0,106 | 0,102 | 0,098 |
| Уксусная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная | — | 0,152 | 0,149 | 0,145 | 0,141 | 0,138 | 0,134 | 0,13 |
| 50%-ная | — | 0,27 | 0,298 | 0,326 | 0,355 | 0,383 | 0,41 | 0,44 |
| Фенол (распла- вленный) | — | — | 0,175 | 0,177 | 0,18 | 0,182 | 0,184 | 0,186 |
| Хлорбензол . . . | 0,118 | 0,114 | 0,111 | 0,108 | 0,104 | 0,1 | 0,097 | 0,094 |
| Хлорформ | 0,13 | 0,122 | 0,114 | 0,105 | 0,097 | 0,088 | 0,079 | 0,071 |
| Четыреххлористый углерод | 0,113 | 0,107 | 0,101 | 0,095 | 0,089 | 0,083 | 0,077 | 0,071 |
| Этилацетат . . . | 0,15 | 0,135 | 0,118 | 0,101 | 0,084 | — | — | — |
| Этиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный | 0,148 | 0,147 | 0,145 | 0,144 | 0,142 | 0,141 | 0,139 | 0,137 |
| 80%-ный | — | 0,163 | 0,191 | 0,219 | 0,247 | 0,275 | 0,3 | 0,33 |
| 60%-ный | — | 0,215 | 0,243 | 0,27 | 0,298 | 0,326 | 0,35 | 0,38 |
| 40%-ный | — | 0,3 | 0,329 | 0,357 | 0,385 | 0,413 | 0,44 | 0,47 |
| 20%-ный | — | 0,384 | 0,412 | 0,44 | 0,467 | 0,495 | 0,52 | 0,55 |
| Этиловый эфир . | 0,12 | 0,119 | 0,118 | 0,117 | 0,116 | 0,115 | 0,114 | 0,113 |

Поверхностное натяжение жидкостей и водных растворов (в *дин/см*)

[коэффициент пересчета в СИ: (*дин/см*) · 10⁻³ = *н/м*]

| Вещество | Поверхностное натяжение при температуре, °С | | | | | | | |
|-------------------------------|---|------|------|------|------|------|------|------|
| | -20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Азотная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная . . | 48,3 | 44,8 | 41,4 | 38,2 | 35,2 | 32,4 | 29,8 | 27,4 |
| 50%-ная . . . | — | 68,2 | 65,4 | 62,2 | 58,8 | 55,2 | 51,5 | 47,5 |
| Аммиак жидкий . | 38 | 27 | 21,2 | 16,8 | 12,8 | — | — | — |
| Аммиачная вода | | | | | | | | |
| 25%-ная | — | 65,7 | 62,9 | 59,7 | 56,3 | 52,7 | 49 | 45 |
| Анилин | — | — | 42,9 | 40,6 | 38,3 | 36 | 33,7 | 31,4 |
| Ацетон | 28,7 | 26,2 | 23,7 | 21,2 | 18,6 | 16,2 | 13,8 | 11,4 |
| Бензол | — | 31,7 | 29 | 26,3 | 23,7 | 21,3 | 18,8 | 16,4 |
| Бутыловый спирт | 28 | 26,2 | 24,6 | 22,9 | 21,2 | 19,5 | 17,8 | 16 |
| Вода | — | 75,6 | 72,8 | 69,6 | 66,2 | 62,6 | 58,9 | 54,9 |
| Гексан | 22,6 | 20,5 | 18,4 | 16,3 | 14,2 | 12,1 | 10 | 7,9 |
| Глицерин 50%-ный | — | 72,4 | 69,6 | 66,4 | 63 | 59,4 | 55,7 | 51,7 |
| Двуокись серы (жидк.) | 31 | 26,8 | 22,7 | 18,8 | 14,8 | — | — | — |
| Дихлорэтан . . . | 37,8 | 35 | 32,2 | 29,5 | 26,7 | 24 | 21,3 | 18,6 |
| Изопропиловый спирт | 24,7 | 23,2 | 21,7 | 20,1 | 18,5 | 17 | 15,5 | 14 |
| Раствор хлористого кальция | | | | | | | | |
| 25%-ный | 89,4 | 86,6 | 83,8 | 80,6 | 77,2 | 73,6 | 69,9 | 65,9 |
| Метиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный | 26,6 | 24,5 | 22,6 | 20,9 | 19,3 | 17,6 | 15,7 | 13,6 |
| Муравьиная кислота | — | 39,8 | 37,6 | 35,5 | 33,3 | 31,2 | 29 | 26,8 |
| Раствор едкого натра | | | | | | | | |
| 50%-ный | — | — | 130 | 130 | 129 | 129 | 128 | 128 |
| 40%-ный | — | — | 108 | 108 | 107 | 107 | 106 | 106 |
| 30%-ный | — | — | 97 | 96,4 | 95,8 | 95,3 | 94,4 | 93,6 |
| 20%-ный | — | — | 85,8 | 85 | 84,7 | 83,2 | 81,3 | 79,6 |
| 10%-ный | — | — | 77,3 | 76,1 | 75 | 73 | 70,7 | 69 |

| Вещество | Поверхностное натяжение при температуре, °С | | | | | | | |
|-------------------------------|---|------|------|------|------|------|------|------|
| | -20 | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 |
| Раствор хлористого натрия | | | | | | | | |
| 20%-ный | — | 82,6 | 79,8 | 76,6 | 73,2 | 69,6 | 65,9 | 61,9 |
| Нитробензол . . | — | 46,4 | 43,9 | 41,4 | 39 | 36,7 | 34,4 | 32,2 |
| Октан | 25,8 | 23,8 | 21,8 | 19,8 | 17,9 | 15,9 | 13,9 | 11,9 |
| Серная кислота | | | | | | | | |
| 98%-ная | — | 55,9 | 55,1 | 54,3 | 53,7 | 53,1 | 52,5 | 51,9 |
| 92%-ная | 63 | 61,9 | 60,9 | 60,9 | 60,3 | 59,7 | 59,1 | 58,5 |
| 75%-ная | 74,1 | 73,6 | 73,1 | 72,6 | 72,1 | 71,6 | 71,1 | 70,6 |
| 60%-ная | 77,3 | 76,7 | 76,1 | 75,4 | 74,5 | 73,6 | 72,7 | 71,8 |
| Сероуглерод . . . | 38,3 | 35,3 | 32,3 | 29,4 | 26,5 | 23,6 | 20,7 | 17,8 |
| Соляная кислота | | | | | | | | |
| 30%-ная | — | 72,6 | 69,8 | 66,6 | 63,2 | 59,6 | 55,9 | 51,9 |
| Толуол | 33 | 30,7 | 28,5 | 26,2 | 23,8 | 21,5 | 19,4 | 17,3 |
| Уксусная кислота | | | | | | | | |
| 100%-ная | — | 29,7 | 27,8 | 25,8 | 23,8 | 21,8 | 19,8 | 18 |
| 50%-ная | — | 43 | 40 | 37 | 33 | 30 | 27 | 24 |
| Фенол (расплавленный) | — | 43,1 | 40,9 | 38,8 | 36,6 | 34,4 | 32,2 | 30 |
| Хлорбензол . . . | 38,4 | 36 | 33,6 | 31,1 | 28,8 | 26,5 | 24,1 | 21,8 |
| Хлороформ | 32,8 | 30 | 27,2 | 24,4 | 21,7 | 19 | 16,3 | 13,3 |
| Четыреххлористый углерод | 31 | 29,5 | 26,9 | 24,5 | 22 | 19,6 | 17,3 | 15,1 |
| Этилацетат | 29,5 | 26,9 | 24,3 | 21,7 | 19,2 | 16,8 | 14,4 | 12,1 |
| Этиловый спирт | | | | | | | | |
| 100%-ный | 25,7 | 24 | 22,3 | 20,6 | 19 | 17,3 | 15,5 | 13,4 |
| 80%-ный | — | 26 | 25 | 23 | 21 | 20 | 18 | 16 |
| 60%-ный | — | 28 | 27 | 25 | 23 | 22 | 20 | 18 |
| 40%-ный | — | 32 | 30 | 28 | 26 | 24 | 22 | 19 |
| 20%-ный | — | 40 | 38 | 36 | 33 | 31 | 29 | 27 |
| Этиловый эфир | 22 | 19,5 | 17 | 14,6 | 12,4 | 10,2 | 8 | 6,1 |

Удельная теплоемкость c [(ккал/кг·град)], вязкость μ (в спз)
и теплопроводность λ
[в ккал/(м·ч·град)] газов и паров

коэффициенты пересчета в СИ: удельная теплоемкость —
[ккал/(кг·град)] · 4190 = Дж/кг·град; вязкость — спз · 10^{-3} = н·сек/м²;
теплопроводность — [ккал/(м·ч·град)] · 1,16 = вт/(м·град))

| Вещество | Свойства | Температура, °C | | | | | | | | |
|-------------------|-----------|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| | | 0 | 100 | 200 | 300 | 400 | 500 | 600 | 700 | 800 |
| Азот | c | 0,248 | 0,249 | 0,251 | 0,255 | 0,261 | 0,266 | 0,272 | 0,277 | 0,282 |
| | μ | 0,0166 | 0,0208 | 0,0246 | 0,028 | 0,0311 | 0,0339 | 0,0366 | 0,039 | 0,0413 |
| | λ | 0,0209 | 0,0271 | 0,0331 | 0,0386 | 0,0436 | 0,048 | 0,0519 | 0,0552 | 0,058 |
| Аммиак | c | 0,491 | 0,527 | 0,571 | 0,615 | 0,654 | 0,701 | 0,74 | 0,778 | 0,812 |
| | μ | 0,0091 | 0,0128 | 0,0165 | 0,0199 | 0,0234 | 0,0264 | 0,0293 | 0,0321 | 0,0348 |
| | λ | 0,0184 | 0,0255 | 0,032 | 0,0383 | 0,0444 | 0,0502 | 0,0554 | 0,0606 | 0,0655 |
| Ацетилен | c | 0,39 | 0,449 | 0,495 | 0,528 | 0,553 | 0,578 | 0,598 | 0,617 | 0,634 |
| | μ | 0,0096 | 0,0127 | 0,0154 | 0,0178 | 0,0202 | 0,0223 | 0,0243 | 0,0261 | 0,0278 |
| | λ | 0,0149 | 0,0197 | 0,0238 | 0,028 | 0,0312 | 0,0343 | 0,0375 | 0,0403 | 0,0431 |
| Ацетон | c | 0,3 | 0,367 | 0,427 | 0,483 | 0,534 | 0,58 | 0,618 | — | — |
| | μ | 0,0069 | 0,0094 | 0,0121 | 0,0147 | 0,0174 | 0,02 | 0,0228 | — | — |
| | λ | 0,0084 | 0,0149 | 0,0231 | 0,0332 | 0,0448 | 0,058 | 0,0728 | — | — |
| Бензол | c | 0,225 | 0,319 | 0,4 | 0,467 | 0,521 | 0,566 | 0,603 | — | — |
| | μ | 0,007 | 0,0092 | 0,0121 | 0,0146 | 0,0172 | 0,0198 | 0,0223 | — | — |
| | λ | 0,0079 | 0,0149 | 0,0242 | 0,0358 | 0,0495 | 0,0657 | 0,0828 | — | — |
| Водород | c | 3,39 | 3,45 | 3,46 | 3,47 | 3,48 | 3,5 | 3,53 | 3,57 | 3,61 |
| | μ | 0,0084 | 0,0103 | 0,0121 | 0,0139 | 0,0154 | 0,0169 | 0,0183 | 0,0197 | 0,021 |
| | λ | 0,15 | 0,186 | 0,222 | 0,258 | 0,294 | 0,33 | 0,366 | 0,402 | 0,438 |
| Водяной пар | c | 0,444 | 0,452 | 0,469 | 0,478 | 0,493 | 0,509 | 0,526 | 0,543 | 0,56 |
| | μ | 0,0085 | 0,0123 | 0,0161 | 0,0198 | 0,0232 | 0,0266 | 0,0299 | 0,0331 | 0,0361 |
| | λ | 0,0139 | 0,0206 | 0,0284 | 0,0373 | 0,0473 | 0,0584 | 0,0707 | 0,0842 | 0,0988 |
| Воздух | c | 0,24 | 0,241 | 0,245 | 0,25 | 0,255 | 0,261 | 0,266 | 0,271 | 0,276 |
| | μ | 0,0171 | 0,0218 | 0,0259 | 0,0294 | 0,0328 | 0,0357 | 0,0384 | 0,0411 | 0,0437 |
| | λ | 0,021 | 0,0276 | 0,0338 | 0,0396 | 0,0448 | 0,0494 | 0,0535 | 0,0572 | 0,0606 |
| Двуокись серы | c | 0,145 | 0,158 | 0,17 | 0,18 | 0,187 | 0,193 | 0,197 | 0,2 | 0,203 |
| | μ | 0,0121 | 0,0161 | 0,02 | 0,0238 | 0,0275 | 0,0313 | 0,035 | 0,0386 | 0,0421 |
| | λ | 0,0072 | 0,0106 | 0,0143 | 0,0182 | 0,0222 | 0,0264 | 0,0308 | 0,0353 | 0,0398 |
| Двуокись углерода | c | 0,195 | 0,218 | 0,237 | 0,252 | 0,265 | 0,276 | 0,285 | 0,292 | 0,298 |
| | μ | 0,0138 | 0,0184 | 0,0226 | 0,0264 | 0,0299 | 0,0332 | 0,0362 | 0,0381 | 0,0418 |
| | λ | 0,0126 | 0,0196 | 0,0266 | 0,0336 | 0,0406 | 0,0472 | 0,0534 | 0,0592 | 0,0646 |

| Вещество | Свойства | Температура, °C | | | | | | | | |
|--------------------------|-----------|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| | | 0 | 100 | 200 | 300 | 400 | 500 | 600 | 700 | 800 |
| Кислород | c | 0,219 | 0,223 | 0,23 | 0,238 | 0,245 | 0,25 | 0,255 | 0,259 | 0,263 |
| | μ | 0,0192 | 0,0244 | 0,029 | 0,0331 | 0,0369 | 0,0403 | 0,0435 | 0,0465 | 0,0493 |
| | λ | 0,0212 | 0,0283 | 0,035 | 0,0413 | 0,0473 | 0,0529 | 0,058 | 0,0626 | 0,0668 |
| Метан | c | 0,517 | 0,585 | 0,67 | 0,758 | 0,843 | 0,921 | 0,992 | 1,06 | 1,11 |
| | μ | 0,0104 | 0,0133 | 0,0161 | 0,0185 | 0,0208 | 0,0227 | 0,0246 | 0,0265 | 0,0282 |
| | λ | 0,026 | 0,0355 | 0,0446 | 0,0536 | 0,0621 | 0,0704 | 0,0785 | 0,0864 | 0,094 |
| Метиловый спирт | c | 0,341 | 0,412 | 0,477 | 0,536 | 0,591 | 0,643 | 0,693 | — | — |
| | μ | 0,0088 | 0,0123 | 0,0157 | 0,0191 | 0,0226 | 0,0261 | 0,0296 | — | — |
| | λ | 0,011 | 0,0188 | 0,0283 | 0,0394 | 0,052 | 0,066 | 0,0813 | — | — |
| Окись азота | c | 0,227 | 0,234 | 0,241 | 0,247 | 0,252 | 0,258 | 0,262 | 0,266 | 0,271 |
| | μ | 0,018 | 0,0229 | 0,0268 | 0,0306 | 0,034 | 0,037 | 0,04 | 0,0428 | 0,0453 |
| | λ | 0,0178 | 0,0236 | 0,0285 | 0,0328 | 0,0373 | 0,0412 | 0,045 | 0,0482 | 0,0513 |
| Окись углерода | c | 0,248 | 0,25 | 0,253 | 0,258 | 0,264 | 0,27 | 0,276 | 0,282 | 0,286 |
| | μ | 0,0166 | 0,0209 | 0,0246 | 0,0278 | 0,0309 | 0,0338 | 0,0363 | 0,0387 | 0,041 |
| | λ | 0,02 | 0,0259 | 0,0314 | 0,0366 | 0,0417 | 0,0465 | 0,0513 | 0,0559 | 0,0603 |
| Сероводород | c | 0,238 | 0,247 | 0,258 | 0,269 | 0,282 | 0,294 | 0,305 | 0,316 | 0,326 |
| | μ | 0,0117 | 0,0161 | 0,0201 | 0,0241 | 0,0273 | 0,0304 | 0,0335 | 0,0365 | 0,0393 |
| | λ | 0,0103 | 0,0142 | 0,0177 | 0,0212 | 0,0241 | 0,0268 | 0,0296 | 0,0322 | 0,0346 |
| Толуол | c | 0,246 | 0,337 | 0,418 | 0,489 | 0,548 | 0,598 | 0,638 | — | — |
| | μ | 0,0066 | 0,0089 | 0,011 | 0,0132 | 0,0154 | 0,0175 | 0,0196 | — | — |
| Хлор | c | 0,225 | 0,236 | 0,242 | 0,246 | 0,248 | 0,25 | 0,252 | 0,253 | 0,254 |
| | μ | 0,0122 | 0,0168 | 0,021 | 0,0254 | 0,0287 | 0,0322 | 0,0356 | 0,0387 | 0,0416 |
| | λ | 0,0062 | 0,0085 | 0,0107 | 0,0129 | 0,0146 | 0,0164 | 0,0181 | 0,0197 | 0,0212 |
| Хлористый водород | c | 0,191 | 0,191 | 0,192 | 0,193 | 0,196 | 0,199 | 0,203 | 0,207 | 0,21 |
| | μ | 0,0132 | 0,0182 | 0,0229 | 0,0277 | 0,0313 | 0,0353 | 0,0388 | 0,0423 | 0,0456 |
| Четыреххлористый углерод | c | 0,124 | 0,14 | 0,148 | 0,153 | 0,156 | 0,159 | 0,161 | — | — |
| | μ | 0,0092 | 0,0123 | 0,0153 | 0,0182 | 0,0212 | 0,024 | 0,0269 | — | — |
| | λ | 0,0052 | 0,0075 | 0,01 | 0,0126 | 0,0153 | 0,0182 | 0,0211 | — | — |
| Этилен | c | 0,336 | 0,415 | 0,493 | 0,572 | 0,65 | 0,729 | 0,808 | 0,886 | 0,965 |
| | μ | 0,0096 | 0,0127 | 0,0156 | 0,0182 | 0,0206 | 0,0228 | 0,0249 | 0,0268 | 0,0287 |
| | λ | 0,0141 | 0,0254 | 0,038 | 0,0511 | 0,0651 | 0,0794 | 0,0932 | 0,106 | 0,116 |
| Этиловый спирт | c | 0,32 | 0,403 | 0,48 | 0,554 | 0,624 | 0,691 | 0,756 | — | — |
| | μ | 0,0079 | 0,0108 | 0,0137 | 0,0167 | 0,0197 | 0,0226 | 0,0257 | — | — |
| | λ | 0,0111 | 0,0198 | 0,0302 | 0,043 | 0,0574 | 0,0738 | 0,0924 | — | — |
| Этиловый эфир | c | 0,344 | 0,44 | 0,531 | 0,618 | 0,703 | 0,782 | 0,862 | — | — |
| | μ | 0,0069 | 0,0093 | 0,0117 | 0,014 | 0,0165 | 0,0188 | 0,0212 | — | — |
| | λ | 0,0112 | 0,0196 | 0,0303 | 0,043 | 0,0579 | 0,0743 | 0,093 | — | — |

Давление паров над жидкостями (в мм рт. ст.)

| Вещество | Давление пара при температуре, °C | | | | | | | | | | | | | |
|------------------------------------|-----------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | 0 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 |
| Анилин | — | — | — | — | — | 2,4 | 5,7 | 10,6 | 18 | 29,2 | 45,7 | 69,2 | 96,6 | 145 |
| Ацетон | 66,8 | 116 | 185 | 283 | 422 | 613 | 861 | 1190 | 1611 | 2142 | 2797 | 3594 | 4547 | 5670 |
| Бензол | 26,5 | 45,4 | 74,7 | 118 | 181 | 269 | 389 | 547 | 754 | 1016 | 1344 | 1748 | 2238 | 2825 |
| Бутиловый спирт | — | — | 4,4 | 9,5 | 18,6 | 33,7 | 59,2 | 112 | 165 | 255 | 386 | 572 | 833 | 1150 |
| Вода | 4,6 | 9,2 | 17,5 | 31,8 | 55,3 | 92,5 | 149 | 234 | 355 | 526 | 760 | 1075 | 1489 | 2026 |
| Дихлорэтан | 20,7 | 34,1 | 60,5 | 97,7 | 152 | 229 | 338 | 480 | 664 | 906 | 1220 | 1600 | 2040 | 2580 |
| Изопропиловый спирт | 8,9 | 17 | 32,4 | 59,1 | 106 | 177 | 289 | 455 | 692 | 1021 | 1460 | 2020 | 2790 | 3800 |
| Метиловый спирт | 29,6 | 54,7 | 96 | 160 | 261 | 406 | 625 | 927 | 1341 | 1897 | 2621 | 3651 | 4751 | 6242 |
| Муравьиная кислота | — | 18,9 | 33,1 | 52,2 | 82,6 | 126 | 190 | 280 | 398 | 552 | 753 | — | — | — |
| Нитробензол | — | — | — | — | — | — | — | 4,8 | 7,5 | 12,9 | 20,9 | 32,5 | 48 | 69,5 |
| Сероуглерод | 128 | 198 | 298 | 435 | 618 | 857 | 1165 | 1552 | 2033 | 2619 | 3385 | 4220 | 5250 | 6440 |
| Толуол | 9,7 | 18,2 | 25,5 | 39,5 | 64 | 98 | 147 | 204 | 299 | 408 | 571 | 751 | 973 | 1350 |
| Уксусная кислота | — | — | 11,7 | 20,6 | 34,8 | 56,6 | 88,9 | 136 | 202 | 294 | 417 | 581 | 794 | 1068 |
| Фенол (расплавленный) | — | — | — | — | — | 2 | 4,2 | 8,4 | 14,7 | 24,6 | 40,4 | 64,7 | 99,2 | 145 |
| Хлорбензол | 2,5 | 4,9 | 8,8 | 15,5 | 26 | 42 | 65,5 | 97,9 | 145 | 208 | 293 | 403 | 543 | 719 |
| Хлороформ | 61 | 101 | 106 | 246 | 366 | 526 | 740 | 1019 | 1403 | 1865 | 2429 | 3111 | 3926 | 4885 |
| Четыреххлористый углерод | 33 | 56 | 91 | 143 | 216 | 317 | 451 | 622 | 843 | 1122 | 1463 | 1880 | 2391 | 3002 |
| Этилацетат | 24,3 | 42,7 | 72,8 | 119 | 186 | 282 | 415 | 596 | 833 | 1130 | 1515 | 1995 | 2585 | 3300 |
| Этиловый спирт | 12,2 | 23,6 | 43,9 | 78,8 | 135 | 222 | 353 | 543 | 813 | 1187 | 1692 | 2360 | 3223 | 4320 |
| Этиловый эфир | 185 | 292 | 442 | 647 | 921 | 1276 | 1728 | 2294 | 2991 | 3840 | 4859 | 6070 | 7496 | 9157 |

ПРИЛОЖЕНИЕ VIII

Теплота испарения жидкостей (в ккал/кг)

коэффициент пересчета в единицы СИ: [ккал/кг] · 4190 = дж/кг

| Вещество | Теплота испарения при температуре, °C | | | | | | | |
|------------------------------------|---------------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| | 0 | 20 | 40 | 60 | 80 | 100 | 120 | 140 |
| Аммиак | 302 | 284 | 263 | 238 | 208 | 169 | 113 | — |
| Ацетон | 135 | 132 | 128 | 124 | 118 | 113 | 107 | 100 |
| Бензол | 107 | 104 | 101 | 97,5 | 94,3 | 90,5 | 86,7 | 82,6 |
| Бутиловый спирт | 168 | 164 | 160 | 156 | 151 | 146 | 140 | 134 |
| Двуокись серы | 91,9 | 84 | 76 | 67,6 | 59 | 50 | 39,9 | 31,4 |
| Изопропиловый спирт | 185 | 179 | 173 | 167 | 160 | 152 | 144 | 133 |
| Метиловый спирт | 286 | 280 | 273 | 265 | 253 | 242 | 227 | 213 |
| Сероуглерод | 89,4 | 87,6 | 85,1 | 82,2 | 79,1 | 75,5 | 71,7 | 67,4 |
| Толуол | 99 | 97,3 | 95,1 | 92,8 | 90,5 | 88 | 85,2 | 82,1 |
| Уксусная кислота | — | 84,1 | 87,2 | 89,6 | 91,6 | 93,1 | 93,2 | 91,8 |
| Фреон Ф-12 | 37 | 34,6 | 31,6 | 27,9 | 23,3 | 16,2 | 7,5 | — |
| Фтор | 63,6 | 60,4 | 56,9 | 53 | 48,4 | 42,2 | 33,3 | 17 |
| Хлорбензол | 89,7 | 88,2 | 86,5 | 84,6 | 82,7 | 80,7 | 78,7 | 76,5 |
| Хлороформ | 64,8 | 62,8 | 61 | 59,1 | 57,2 | 55,2 | 53,2 | 51,2 |
| Четыреххлористый углерод | 52,1 | 51 | 49,7 | 48,2 | 46,2 | 44,3 | 42,3 | 40,1 |
| Этилацетат | 102 | 98,2 | 95,3 | 92,1 | 88,7 | 84,9 | 80,6 | 75,7 |
| Этиловый спирт | 220 | 218 | 215 | 210 | 203 | 194 | 182 | 170 |
| Этиловый эфир | 92,5 | 87,5 | 82,7 | 77,9 | 72,5 | 67,4 | 61,4 | 54,5 |

Физические свойства насыщенного водяного пара

коэффициенты пересчета в СИ:
 $p - (\text{кгс/см}^2) \cdot 9,81 \cdot 10^4 = \text{н/м}^2$; $r, i' - (\text{ккал/кг}) \cdot 4190 = \text{дж/кг}$;
 $c_p - [\text{ккал/кг} \cdot \text{град}] \cdot 4190 = \text{дж/кг} \cdot \text{град}$;
 $\lambda - [\text{ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град})] \cdot 1,16 = \text{вт/(м} \cdot \text{град)}$;
 $\mu - (\text{кгс} \cdot \text{сек/м}^2) \cdot 9,81 = \text{н} \cdot \text{сек/м}^2$

| Температура $t, ^\circ\text{C}$ | Давление $p, \text{кгс/см}^2$ | Плотность $\rho, \text{кг/м}^3$ | Теплота парообразования $r, \text{ккал/кг}$ | Удельная теплоемкость $c_p, \text{ккал/(кг} \cdot \text{град)}$ | Энтальпия $i', \text{ккал/кг}$ | Теплопроводность $\lambda \cdot 10^3, \text{ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}$ | Коэффициент температуропроводности $a \cdot 10^{-3}, \text{м}^2/\text{ч}$ | Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^6, \text{кгс} \cdot \text{сек/м}^2$ | Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{сек}$ | Критерий Прандтля Pr |
|---------------------------------|-------------------------------|---------------------------------|---|---|--------------------------------|---|---|---|---|------------------------|
| 100 | 1,03 | 0,598 | 538,9 | 0,48 | 639,4 | 2,08 | 71,0 | 1,23 | 20,15 | 1,02 |
| 110 | 1,46 | 0,827 | 532,4 | 0,49 | 643,3 | 2,23 | 54,4 | 1,28 | 15,20 | 1,00 |
| 120 | 2,13 | 1,112 | 525,7 | 0,50 | 647,0 | 2,37 | 42,1 | 1,34 | 11,70 | 0,99 |
| 130 | 2,75 | 1,496 | 518,9 | 0,52 | 650,6 | 2,53 | 32,5 | 1,39 | 9,11 | 1,01 |
| 140 | 3,69 | 1,967 | 511,9 | 0,53 | 653,9 | 2,65 | 25,4 | 1,44 | 7,18 | 1,02 |
| 150 | 4,85 | 2,548 | 504,9 | 0,55 | 657,0 | 2,85 | 20,3 | 1,50 | 5,76 | 1,02 |
| 160 | 6,30 | 3,260 | 497,0 | 0,57 | 659,9 | 3,00 | 16,15 | 1,55 | 4,67 | 1,04 |
| 170 | 8,08 | 4,122 | 489,2 | 0,59 | 662,4 | 3,18 | 13,05 | 1,61 | 3,83 | 1,06 |
| 180 | 10,23 | 5,157 | 481,0 | 0,61 | 664,6 | 3,30 | 10,50 | 1,67 | 3,18 | 1,09 |
| 190 | 12,80 | 6,392 | 472,5 | 0,65 | 666,4 | 3,53 | 8,56 | 1,72 | 2,64 | 1,11 |
| 200 | 15,86 | 7,857 | 463,5 | 0,68 | 667,7 | 3,71 | 6,94 | 1,77 | 2,21 | 1,15 |
| 210 | 19,46 | 9,585 | 454,0 | 0,72 | 668,6 | 3,88 | 5,63 | 1,82 | 1,86 | 1,19 |
| 220 | 23,66 | 11,61 | 443,9 | 0,76 | 669,0 | 4,04 | 4,57 | 1,87 | 1,58 | 1,24 |
| 230 | 28,52 | 13,98 | 433,3 | 0,81 | 668,8 | 4,26 | 3,76 | 1,92 | 1,35 | 1,29 |
| 240 | 34,15 | 16,75 | 421,9 | 0,87 | 668,0 | 4,47 | 3,08 | 1,98 | 1,16 | 1,35 |
| 250 | 40,56 | 19,98 | 409,8 | 0,92 | 666,4 | 4,68 | 2,55 | 2,03 | 0,997 | 1,41 |
| 260 | 47,87 | 23,74 | 396,8 | 1,00 | 664,2 | 4,88 | 2,08 | 2,09 | 0,864 | 1,52 |
| 270 | 56,41 | 28,11 | 382,9 | 1,09 | 661,2 | 5,15 | 1,69 | 2,15 | 0,750 | 1,60 |
| 280 | 65,46 | 33,22 | 368,2 | 1,19 | 657,3 | 5,43 | 1,37 | 2,22 | 0,654 | 1,72 |
| 290 | 75,92 | 39,18 | 352,2 | 1,33 | 652,6 | 5,74 | 1,11 | 2,28 | 0,574 | 1,86 |
| 300 | 87,61 | 46,24 | 335,1 | 1,48 | 646,8 | 6,03 | 0,88 | 2,35 | 0,499 | 2,03 |
| 310 | 100,64 | 54,64 | 316,2 | 1,69 | 640,1 | 6,54 | 0,71 | 2,42 | 0,435 | 2,21 |
| 320 | 115,13 | 64,79 | 295,2 | 1,94 | 632,5 | 7,00 | 0,56 | 2,50 | 0,379 | 2,45 |
| 330 | 131,18 | 77,20 | 271,8 | 2,34 | 623,5 | 7,57 | 0,42 | 2,59 | 0,329 | 2,83 |
| 340 | 149,00 | 92,90 | 244,9 | 2,80 | 613,5 | 8,20 | 0,316 | 2,70 | 0,294 | 3,24 |
| 350 | 168,63 | 113,6 | 213,0 | 4,00 | 601,1 | 9,20 | 0,203 | 2,84 | 0,245 | 4,35 |
| 360 | 190,42 | 143,6 | 171,9 | 5,00 | 583,4 | 10,60 | 0,148 | 3,03 | 0,207 | 5,05 |
| 370 | 214,68 | 200,0 | 107,0 | 7,00 | 549,8 | 13,20 | 0,095 | 3,36 | 0,163 | 6,20 |

Физические свойства воды при температуре кипения

коэффициенты пересчета в СИ:
 $p - (\text{кгс/см}^2) \cdot 9,81 \cdot 10^4 = \text{н/м}^2$; $r, i' - (\text{ккал/кг}) \cdot 4190 = \text{дж/кг}$;
 $c_p - [\text{ккал/(кг} \cdot \text{град})] \cdot 4190 = \text{дж/кг} \cdot \text{град}$;
 $\lambda - [\text{ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град})] \cdot 1,16 = \text{вт/(м} \cdot \text{град)}$;
 $\mu - [(\text{кгс} \cdot \text{сек/м}^2) \cdot 9,81 = \text{н} \cdot \text{сек/м}^2$

| Температура $t, ^\circ\text{C}$ | Давление $p, \text{кгс/м}^2$ | Плотность $\rho, \text{кг/м}^3$ | Удельная теплоемкость $c_p, \text{ккал/(кг} \cdot \text{град)}$ | Энтальпия $i', \text{ккал/кг}$ | Теплопроводность $\lambda, \text{ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}$ | Коэффициент температуропроводности $a \cdot 10^{-4}, \text{м}^2/\text{ч}$ | Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^6, \text{кгс} \cdot \text{сек/м}^2$ | Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{ч}$ | Коэффициент объемного расширения $\beta \cdot 10^{-4}, \text{град}^{-1}$ | Критерий Прандтля Pr |
|---------------------------------|------------------------------|---------------------------------|---|--------------------------------|--|---|---|---|--|------------------------|
| 0 | 1 | 999,8 | 1,012 | 0 | 0,474 | 4,7 | 182,5 | 1,790 | 0,63 | 13,7 |
| 10 | 1 | 999,6 | 1,006 | 10 | 0,494 | 4,9 | 133,0 | 1,300 | 0,88 | 9,56 |
| 20 | 1 | 998,2 | 1,004 | 20 | 0,515 | 5,1 | 102,0 | 1,000 | 2,07 | 7,06 |
| 30 | 1 | 995,6 | 1,003 | 30 | 0,531 | 5,3 | 81,7 | 0,805 | 3,04 | 5,5 |
| 40 | 1 | 992,2 | 1,003 | 40 | 0,545 | 5,5 | 66,6 | 0,659 | 3,90 | 4,3 |
| 50 | 1 | 988,0 | 1,003 | 50 | 0,557 | 5,6 | 56,0 | 0,556 | 4,6 | 3,56 |
| 60 | 1 | 983,2 | 1,004 | 60 | 0,567 | 5,8 | 48,0 | 0,479 | 5,3 | 3,00 |
| 70 | 1 | 977,7 | 1,006 | 70 | 0,574 | 5,8 | 41,4 | 0,415 | 5,8 | 2,56 |
| 80 | 1 | 971,8 | 1,007 | 80 | 0,580 | 5,9 | 36,3 | 0,366 | 6,3 | 2,23 |
| 90 | 1 | 965,3 | 1,009 | 90 | 0,585 | 6,0 | 32,1 | 0,326 | 7,0 | 1,95 |
| 100 | 1,03 | 958,3 | 1,010 | 100 | 0,587 | 6,1 | 28,8 | 0,295 | 7,5 | 1,75 |
| 110 | 1,46 | 951,0 | 1,012 | 110,1 | 0,589 | 6,1 | 26,0 | 0,268 | 8,0 | 1,58 |
| 120 | 2,02 | 943,1 | 1,015 | 120,3 | 0,590 | 6,2 | 23,5 | 0,244 | 8,6 | 1,43 |
| 130 | 2,75 | 934,8 | 1,020 | 130,5 | 0,590 | 6,2 | 21,6 | 0,226 | 9,2 | 1,32 |
| 140 | 3,68 | 926,1 | 1,025 | 140,7 | 0,589 | 6,2 | 20,0 | 0,212 | 9,7 | 1,23 |
| 150 | 4,85 | 916,9 | 1,032 | 151,0 | 0,588 | 6,2 | 18,9 | 0,202 | 10,3 | 1,17 |
| 160 | 6,30 | 907,4 | 1,040 | 161,2 | 0,587 | 6,2 | 17,7 | 0,191 | 10,8 | 1,10 |
| 170 | 8,08 | 897,3 | 1,048 | 171,8 | 0,584 | 6,2 | 16,6 | 0,181 | 11,5 | 1,05 |
| 180 | 10,23 | 886,9 | 1,057 | 182,3 | 0,580 | 6,2 | 15,6 | 0,173 | 12,2 | 1,01 |
| 190 | 12,80 | 876,0 | 1,066 | 192,9 | 0,576 | 6,2 | 14,8 | 0,166 | 12,9 | 0,97 |
| 200 | 15,86 | 864,7 | 1,078 | 203,5 | 0,570 | 6,1 | 14,1 | 0,160 | 13,6 | 0,94 |
| 210 | 19,46 | 852,8 | 1,10 | 214,3 | 0,563 | 6,0 | 13,1 | 0,154 | 14,6 | 0,92 |
| 220 | 23,66 | 840,3 | 1,11 | 225,1 | 0,555 | 6,0 | 12,8 | 0,149 | 15,6 | 0,90 |
| 230 | 28,53 | 827,3 | 1,12 | 236,1 | 0,548 | 6,0 | 12,2 | 0,145 | 16,7 | 0,88 |
| 240 | 34,14 | 813,6 | 1,13 | 247,1 | 0,540 | 5,9 | 11,7 | 0,141 | 17,9 | 0,86 |
| 250 | 40,56 | 799,2 | 1,16 | 258,3 | 0,531 | 5,7 | 11,2 | 0,137 | 19,4 | 0,86 |
| 260 | 47,87 | 784,0 | 1,18 | 269,6 | 0,520 | 5,6 | 10,8 | 0,135 | 21,2 | 0,86 |
| 270 | 56,14 | 767,9 | 1,20 | 281,1 | 0,507 | 5,5 | 10,4 | 0,133 | 22,3 | 0,87 |
| 280 | 65,46 | 750,7 | 1,25 | 292,7 | 0,494 | 5,3 | 10,0 | 0,131 | 24,0 | 0,89 |
| 290 | 75,92 | 723,3 | 1,30 | 304,4 | 0,480 | 5,0 | 9,6 | 0,129 | 25,7 | 0,92 |
| 300 | 87,61 | 712,5 | 1,38 | 316,6 | 0,464 | 4,7 | 9,3 | 0,128 | 31,4 | 0,98 |
| 310 | 100,64 | 690,6 | 1,47 | 329,3 | 0,446 | 4,4 | 9,0 | 0,128 | 36,0 | 1,05 |
| 320 | 115,12 | 667,1 | 1,57 | 343,0 | 0,425 | 4,1 | 8,7 | 0,128 | 40,0 | 1,13 |
| 330 | 131,18 | 640,2 | 1,72 | 357,5 | 0,402 | 3,7 | 8,3 | 0,127 | 45 | 1,25 |
| 340 | 148,96 | 609,4 | 1,95 | 373,3 | 0,376 | 3,2 | 7,9 | 0,127 | 61 | 1,45 |
| 350 | 168,63 | 672,0 | 2,20 | 390,8 | 0,344 | 2,7 | 7,4 | 0,127 | 69 | 1,67 |
| 360 | 190,42 | 524,0 | 2,43 | 314,0 | 0,306 | 2,4 | 6,8 | 0,127 | 112 | 1,91 |
| 370 | 214,68 | 448,0 | 2,68 | 451,0 | 0,252 | 2,1 | 5,8 | 0,127 | 314 | 2,18 |

Давление водяного пара (в мм рт. ст.)

| Темпера- тура, °С | Давление | Темпера- тура, °С | Давление | Темпера- тура, °С | Давление | Темпера- тура, °С | Давление |
|-------------------------|----------|-------------------------|----------|-------------------------|----------|-------------------------|----------|
| 1 | 4,926 | 50 | 92,51 | 99 | 733,24 | 148 | 3 385,8 |
| 2 | 5,294 | 51 | 97,20 | 100 | 760,00 | 149 | 3 476,2 |
| 3 | 5,685 | 52 | 102,09 | 101 | 787,51 | 150 | 3 570,5 |
| 4 | 6,101 | 53 | 107,20 | 102 | 815,86 | 155 | 4 076 |
| 5 | 6,543 | 54 | 112,51 | 103 | 845,12 | 160 | 4 336 |
| 6 | 7,013 | 55 | 118,04 | 104 | 875,06 | 165 | 5 256 |
| 7 | 7,513 | 56 | 123,80 | 105 | 906,07 | 170 | 5 941 |
| 8 | 8,045 | 57 | 129,82 | 106 | 937,92 | 175 | 6 694 |
| 9 | 8,609 | 58 | 136,08 | 107 | 970,60 | 180 | 7 520 |
| 10 | 9,209 | 59 | 142,60 | 108 | 1 004,42 | 185 | 8 424 |
| 11 | 9,844 | 60 | 149,38 | 109 | 1 038,92 | 190 | 9 413 |
| 12 | 10,518 | 61 | 156,43 | 110 | 1 074,56 | 195 | 10 489 |
| 13 | 11,231 | 62 | 163,77 | 111 | 1 111,2 | 200 | 11 659 |
| 14 | 11,987 | 63 | 171,38 | 112 | 1 148,7 | 205 | 12 929 |
| 15 | 12,788 | 64 | 179,31 | 113 | 1 187,4 | 210 | 14 305 |
| 16 | 13,634 | 65 | 187,54 | 114 | 1 227,3 | 215 | 15 793 |
| 17 | 14,530 | 66 | 196,09 | 115 | 1 268,0 | 220 | 17 396 |
| 18 | 15,477 | 67 | 204,96 | 116 | 1 309,9 | 225 | 19 123 |
| 19 | 16,477 | 68 | 214,17 | 117 | 1 353,0 | 230 | 20 978 |
| 20 | 17,535 | 69 | 223,73 | 118 | 1 397,2 | 235 | 22 968 |
| 21 | 18,650 | 70 | 233,7 | 119 | 1 442,6 | 240 | 25 101 |
| 22 | 19,827 | 71 | 243,9 | 120 | 1 489,1 | 245 | 27 381 |
| 23 | 21,068 | 72 | 254,6 | 121 | 1 536,8 | 250 | 29 818 |
| 24 | 22,377 | 73 | 265,7 | 122 | 1 586,0 | 255 | 32 418 |
| 25 | 23,756 | 74 | 277,2 | 123 | 1 636,4 | 260 | 35 188 |
| 26 | 25,209 | 75 | 289,1 | 124 | 1 687,8 | 265 | 38 133 |
| 27 | 26,739 | 76 | 301,4 | 125 | 1 740,9 | 270 | 41 261 |
| 28 | 28,349 | 77 | 314,1 | 126 | 1 795,1 | 275 | 44 581 |
| 29 | 30,043 | 78 | 327,3 | 127 | 1 850,8 | 280 | 48 104 |
| 30 | 31,824 | 79 | 341,0 | 128 | 1 907,8 | 285 | 51 838 |
| 31 | 33,695 | 80 | 355,1 | 129 | 1 966,4 | 290 | 55 799 |
| 32 | 35,663 | 81 | 369,7 | 130 | 2 026,2 | 295 | 59 994 |
| 33 | 37,729 | 82 | 384,9 | 131 | 2 087,4 | 300 | 64 433 |
| 34 | 39,898 | 83 | 400,6 | 132 | 2 150,4 | 305 | 69 114 |
| 35 | 42,175 | 84 | 416,8 | 133 | 2 214,6 | 310 | 74 024 |
| 36 | 44,565 | 85 | 433,6 | 134 | 2 280,8 | 315 | 79 230 |
| 37 | 47,067 | 86 | 450,9 | 135 | 2 347,3 | 320 | 84 687 |
| 38 | 49,692 | 87 | 468,7 | 136 | 2 416,3 | 325 | 90 448 |
| 39 | 52,442 | 88 | 487,1 | 137 | 2 488,2 | 330 | 96 512 |
| 40 | 55,324 | 89 | 506,1 | 138 | 2 560,7 | 335 | 102 881 |
| 41 | 58,34 | 90 | 525,76 | 139 | 2 634,8 | 340 | 109 592 |
| 42 | 61,50 | 91 | 546,05 | 140 | 2 710,9 | 345 | 116 614 |
| 43 | 64,80 | 92 | 566,99 | 141 | 2 788,4 | 350 | 124 001 |
| 44 | 68,26 | 93 | 588,60 | 142 | 2 867,5 | 355 | 131 730 |
| 45 | 71,88 | 94 | 610,90 | 143 | 2 948,8 | 360 | 139 893 |
| 46 | 75,65 | 95 | 633,90 | 144 | 3 031,6 | 365 | 148 519 |
| 47 | 79,60 | 96 | 657,92 | 145 | 3 116,8 | 370 | 157 692 |
| 48 | 83,71 | 97 | 682,07 | 146 | 3 203,4 | 374 | 165 467 |
| 49 | 88,02 | 98 | 707,27 | 147 | 3 292,3 | | |

Теплопроводность и плотность некоторых твердых материалов
в интервале температур 0—100° С

| Материал | Плотность, кг/м³ | Теплопроводность | |
|------------------------------|---------------------|------------------|-----------------|
| | | вт/(м·град) | ккал/(м·ч·град) |
| Алюминий | 2 700 | 203,5 | 175 |
| Асбест | 600 | 0,151 | 0,13 |
| Бетон | 2 300 | 1,28 | 1,1 |
| Бронза | 8 000 | 64 | 55 |
| Войлок | 300 | 0,047 | 0,04 |
| Еловая древесина | | | |
| поперек волокон | 600 | 0,140—0,174 | 0,12—0,15 |
| вдоль волокон | | 0,384 | 0,33 |
| Кладка из красного кирпича . | 1 700 | 0,698—0,814 | 0,6—0,7 |
| Кирпич (кладка) | | | |
| огнеупорный | 1 840 | 1,05 | 0,9 |
| теплоизоляционный . . . | 600 | 0,116—0,209 | 0,1—0,18 |
| Краска масляная | — | 0,233 | 0,2 |
| Лед | 920 | 2,33 | 2 |
| Латунь | 8 500 | 93 | 80 |
| Медь | 8 800 | 384 | 330 |
| Накипь | — | 1,163—3,49 | 1—3 |
| Окись магния, порошок . . . | 216 | 0,070 | 0,06 |
| Опилки древесные | 230 | 0,070—0,093 | 0,06—0,08 |
| Песок сухой | 1 500 | 0,349—0,814 | 0,3—0,7 |
| Пробка, крошка | 160 | 0,047 | 0,04 |
| Свинец | 11 400 | 34,9 | 30 |
| Сталь | 7 850 | 46,5 | 40 |
| Сталь нержавеющая | 7 900 | 17,5 | 15 |
| Стекло | 2 500 | 0,698—0,814 | 0,6—0,7 |
| Стекловата | 200 | 0,035—0,070 | 0,03—0,06 |
| Торф, плиты | 220 | 0,064 | 0,055 |
| Фаолит | 1 730 | 0,419 | 0,36 |
| Чугун | 7 500 | 46,5—93,0 | 40—80 |
| Шлаковата | 250 | 0,074 | 0,065 |
| Эмаль | 2 350 | 0,872—1,163 | 0,75—1,0 |

Ориентировочные значения тепловой проводимости (λ/δ)
отложений (накипи)

| Теплоноситель | Тепловая проводимость (λ/δ), вт/(м ² ·град) * |
|--|--|
| Вода | |
| дистиллированная | 11 000 |
| морская | 6 000—10 000 * |
| очищенная и умягченная | 3 000—6 000 * |
| озерная, колодезная, водопроводная | 3 000—6 000 * |
| речная чистая | |
| $w > 1$ м/сек | 1 800—3 000 * |
| $w > 2$ м/сек | 3 000—5 000 * |
| Воздух | 3 000 |
| Нефтепродукты | 1 200 |
| Нефтепродукты чистые, масло, органические теплоносители, жидкие хладагенты (NH ₃ , фреон и т. д.) | 5 000 |
| Пар водяной | 11 000 |
| Пар водяной с примесями масла | 6 000 |
| Пары органических веществ | 11 000 |

* Меньшие величины соответствуют температурам выше 50° С.

ПРИЛОЖЕНИЕ XIV

Атомные объемы [в см³/(г·атом)]

| Элементы и структура соединения | Атомный объем | Элементы и структура соединения | Атомный объем |
|---|------------------|--|------------------|
| Азот | 15,5 | Кислород | |
| Азот | | в кислотах | 12,0 |
| в первичных аминах | 10,5 | в соединениях с серой, фосфором или азо- том | 8,3 |
| во вторичных аминах | 12,0 | Кольцо трехчленное | -6,0 |
| Вода | 18,8 | Кольцо четырехчленное | -8,5 |
| Водород | | Кольцо пятичленное | -11,5 |
| атомарный | 3,7 | Кольцо шестичленное | -15 |
| молекулярный | 7,15 | Кольцо нафталиновое | -30 |
| Воздух | 14,8 | Кольцо антраценовое | -47,5 |
| Кислород | | Сера | 25,6 |
| в соединениях с двой- ной связью | 7,4 | Углерод | 14,8 |
| в альдегидах и кето- нах | 7,4 | Хлор | |
| в метиловых эфирах | 9,1 | в конце углеродной цепи (R—Cl) | 21,6 |
| в этиловых эфирах | 9,9 | в середине углеродной цепи (R—CHCl—R') | 24,6 |
| в высших и сложных эфирах | 11,0 | | |

Молярные объемы * (в см³/моль)

| Вещество | Молярный объем | Вещество | Молярный объем | Вещество | Молярный объем |
|---------------------------|-------------------|----------------------------|-------------------|----------------------------|-------------------|
| H ₂ | 14,3 | SO ₂ | 44,8 | H ₂ S | 32,9 |
| O ₂ | 25,6 | NO | 23,6 | COS | 51,5 |
| N ₂ | 31,2 | N ₂ O | 36,4 | Cl ₂ | 48,4 |
| Воздух | 29,9 | NH ₃ | 25,8 | Br ₂ | 53,2 |
| CO | 30,7 | H ₂ O | 18,9 | I ₂ | 71,5 |
| CO ₂ | 34,0 | | | | |

* Для кипящей жидкости при $p = 1$ атм.

ПРИЛОЖЕНИЕ XVI

Коэффициенты диффузии *

| В газовой фазе при $t = 0^\circ \text{C}$; $p = 1$ ат | | | В жидкой фазе при $t = 20^\circ \text{C}$ | | |
|---|----------------------------------|-------------------|--|--|-------------------|
| система | коэффициент диффузии D_{AB} | | система | коэффициент диффузии $D_{AB} \cdot 10^5$ | |
| | см ² /сек | м ² /ч | | см ² /сек | м ² /ч |
| NH ₃ (17) — воздух(29) | 0,198 | 0,0731 | N ₂ (28) — H ₂ O(18) | 1,64 | 0,590 |
| H ₂ O(18) — H ₂ (2) | 0,7516 | 0,2706 | HNO ₃ (63) — H ₂ O(18) | 2,6 | 0,936 |
| H ₂ O(18) — воздух(29) | 0,220 | 0,0792 | NH ₃ (17) — H ₂ O(18) | 1,76 | 0,634 |
| H ₂ O(18) — CO ₂ (44) | 0,1387 | 0,0499 | C ₂ H ₂ (26) — H ₂ O(18) | 1,56 | 0,562 |
| H ₂ (2) — N ₂ (28) | 0,674 | 0,2426 | Br ₂ (160) — H ₂ O(18) | 1,2 | 0,432 |
| H ₂ (2) — воздух(29) | 0,611 | 0,220 | H ₂ (2) — H ₂ O(18) | 5,13 | 1,847 |
| H ₂ (2) — CO ₂ (44) | 0,550 | 0,1980 | NaOH(40) — H ₂ O(18) | 1,51 | 0,544 |
| H ₂ (2) — SO ₂ (64) | 0,480 | 0,1728 | Глюкоза(180) — H ₂ O(18) | 0,60 | 0,216 |
| H ₂ (2) — H ₂ O(18) | 0,535 | 0,1926 | CO ₂ (44) — H ₂ O(18) | 1,77 | 0,637 |
| H ₂ (2) — CH ₄ (16) | 0,625 | 0,2250 | CO ₂ (44) — C ₂ H ₅ OH(46) | 3,4 | 1,22 |
| H ₂ (2) — O ₂ (32) | 0,697 | 0,2509 | N ₂ O(44) — H ₂ O(18) | 1,51 | 0,544 |
| H ₂ (2) — CO(28) | 0,651 | 0,2344 | O ₂ (32) — H ₂ O(18) | 1,80 | 0,648 |
| H ₂ (2) — C ₂ H ₆ (30) | 0,459 | 0,1652 | CH ₃ OH(32) — H ₂ O(18) | 1,28 | 0,461 |
| H ₂ (2) — C ₂ H ₄ (28) | 0,486 | 0,1750 | C ₃ H ₇ OH(60) — H ₂ O(18) | 0,87 | 0,313 |
| He(4) — Ar(40) | 0,641 | 0,2308 | H ₂ SO ₄ (98) — H ₂ O(18) | 1,73 | 0,623 |
| CO ₂ (44) — воздух(29) | 0,138 | 0,0497 | H ₂ S(34) — H ₂ O(18) | 1,41 | 0,508 |
| CO ₂ (44) — CH ₄ (16) | 0,153 | 0,0551 | Cl ₂ (71) — H ₂ O(18) | 1,22 | 0,439 |
| N ₂ O(44) — CO ₂ (44) | 0,096 | 0,0346 | HCl(36) — H ₂ O(18) | 2,64 | 0,950 |
| I ₂ (254) — N ₂ (28) | 0,0654 | 0,0235 | NaCl(58) — H ₂ O(18) | 1,35 | 0,486 |
| I ₂ (254) — воздух(29) | 0,097 | 0,0349 | CHCl ₃ (119) — C ₆ H ₆ (78) | 2,11 | 0,760 |
| O ₂ (32) — N ₂ (28) | 0,181 | 0,0652 | C ₂ H ₅ OH(46) — H ₂ O(18) | 1,00 | 0,360 |
| O ₂ (32) — воздух(29) | 0,178 | 0,0641 | SO ₂ (64) — H ₂ O(18) | 1,47 | 0,529 |
| O ₂ (32) — CO ₂ (44) | 0,139 | 0,0500 | Глицерин(92) — H ₂ O(18) | 0,72 | 0,259 |
| O ₂ (32) — CO(28) | 0,185 | 0,0666 | Фенол(98) — H ₂ O(18) | 0,84 | 0,302 |
| CO(28) — CO ₂ (44) | 0,137 | 0,0493 | Фенол(98) — C ₂ H ₅ OH(46) | 0,80 | 0,288 |
| CO(28) — C ₂ H ₄ (28) | 0,116 | 0,0418 | Фенол(98) — C ₆ H ₆ (78) | 1,04 | 0,554 |

* В скобках приведены молекулярные веса; коэффициенты диффузии в жидкой фазе относятся к разбавленным растворам компонента А в компоненте В.

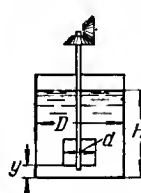
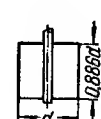
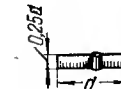


ПРИЛОЖЕНИЕ XVII

Значения определяющего размера $l_0 = (\mu^2/\rho^2 g)^{1/3}$ для воды (в м)

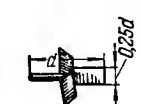
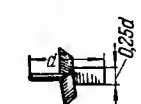



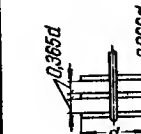
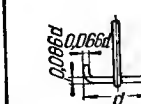
| $t, ^\circ\text{C}$ | $l_0 \cdot 10^6$ | $t, ^\circ\text{C}$ | $l_0 \cdot 10^6$ | $t, ^\circ\text{C}$ | $l_0 \cdot 10^6$ | $t, ^\circ\text{C}$ | $l_0 \cdot 10^6$ |
|---------------------|------------------|---------------------|------------------|---------------------|------------------|---------------------|------------------|
| 0 | 68,83 | 70 | 25,99 | 140 | 16,60 | 200 | 13,76 |
| 10 | 55,77 | 80 | 23,90 | 150 | 16,08 | 210 | 13,42 |
| 20 | 46,76 | 90 | 22,12 | 160 | 15,48 | 220 | 15,15 |
| 30 | 40,41 | 100 | 20,63 | 170 | 15,00 | 230 | 12,88 |
| 40 | 35,34 | 110 | 19,42 | 180 | 14,48 | 240 | 12,65 |
| 50 | 31,59 | 120 | 18,26 | 190 | 14,08 | 250 | 12,43 |
| 60 | 28,59 | 130 | 17,36 | | | | |








ПРИЛОЖЕНИЕ XVIII

Значения констант c и m в уравнении (III. 78)

| № | Тип мешалки |  | $\frac{D_{\text{вн}}}{d}$ | $\frac{h_3}{d}$ | $\frac{h_{\text{вн}}}{d}$ | c | m | Примечание |
|---|--|---|---------------------------|-----------------|---------------------------|----------------|-------------|---|
| 1 | Широколопастная |  | 2 | 2 | 0,36 | 111,0 14,35 | 1,0 0,31 | $\text{Re} < 20$ $10^2 < \text{Re} < 5 \cdot 10^4$ при $\text{Re} < 5 \cdot 10^4$ $\xi = 0,525$ |
| 2 | Двухлопастная прямая |  | 3 | 3 | 0,33 | 6,8 | 0,20 | |
| 3 | Двухлопастная с наклоном вниз под углом 45° |  | 3 | 3 | 0,33 | 0,45 | 0,20 | |
| 4 | Четырехлопастная прямая |  | 3 | 3 | 0,33 | 8,52 | 0,20 | |

Продолжение

| № | Тип мешалки |  | $\frac{D_{\text{вн}}}{d}$ | $\frac{h_3}{d}$ | $\frac{h_{\text{вн}}}{d}$ | c | m | Примечание |
|----|--|---|---------------------------|-----------------|---------------------------|-------|------|--------------------|
| 5 | Четырехлопастная с наклоном вниз под углом 45° |  | 3 | 3 | 0,33 | 5,05 | 0,20 | |
| 6 | Четырехлопастная с наклоном вверх под углом 45° |  | 3 | 3 | 0,33 | 4,42 | 0,20 | |
| 7 | Четырехлопастная с наклоном вверх под углом 60° |  | 3 | 3 | 0,5 | 6,30 | 0,18 | |
| 7a | Четырехлопастная с наклоном вверх под углом 45° |  | 3 | 3 | 0,5 | 3,18 | 0,15 | $\text{Re} > 10^3$ |
| 8 | Шестилопастная |  | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 12,50 | 0,25 | |
| 9 | Якорная |  | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,20 | 0,25 | |

| № | Тип мешалки | | $\frac{D_{вн}}{d}$ | $\frac{h_3}{d}$ | $\frac{h_{вн}}{d}$ | c | m | Примечание |
|----|---|---|--------------------|-----------------|--------------------|----------------------|----------------------|---|
| 10 | Якорная двойная |  | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,00 | 0,25 | |
| 11 | Пропеллерная двухлопастная под углом 22,5° |  | 3 | 3 | 0,33 | 0,985 | 0,15 | |
| 12 | Пропеллерная трехлопастная |  | 3,8 | 3,5 | 1 | 2,30 4,63 1,19 | 1,67 0,35 0,15 | $Re < 30$ $Re < 3 \cdot 10^3$ $Re > 3 \cdot 10^3$ |
| 13 | Закрытая турбинная с центральным входным отверстием диаметром 37 мм |  | 3 | 3 | 0,33 | 3,90 | 0,20 | |
| 14 | Специальная для систем газ — жидкость и суспензий |  | 4 | 4 | 0,4 | 20,8 | 0,27 | |
| 15 | Турбина с 6 лопатками и направляющим аппаратом |  | 2,4 | 1,78 | 0,25 | 5,98 | 0,15 | |
| 16 | Турбина с 12 лопатками и направляющим аппаратом |  | 2,4 | 1,78 | 0,25 | 10,35 | 0,15 | |

ПРИЛОЖЕНИЕ XIX Номограммы и графики

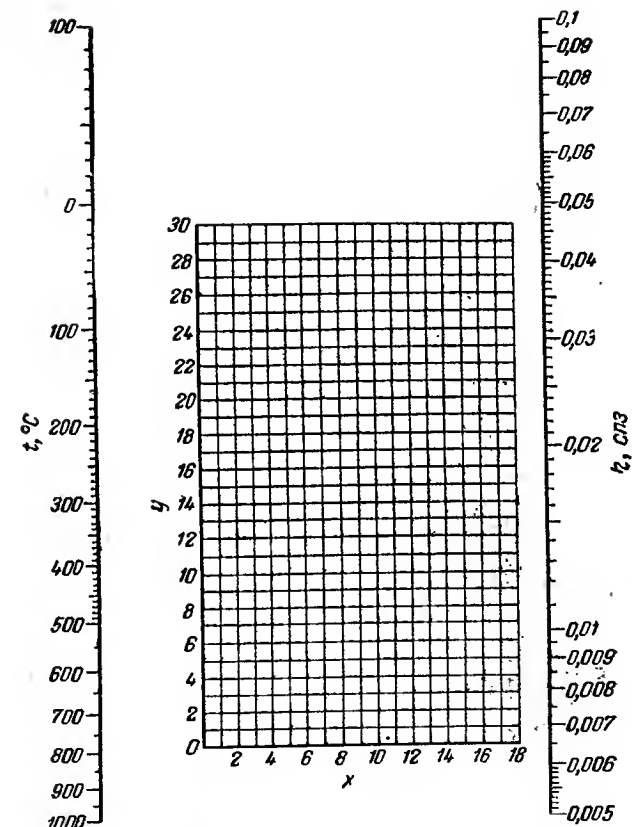


Рис. 1. Номограмма для определения вязкости газов μ при давлении 1 ат.

Примечание. Координаты точек на номограмме см. на стр. 444.

Координаты точек на номограмме рис. 1

| Газ | X | Y | Газ | X | Y |
|---------------------------------------|------|------|-------------------------------|------|------|
| Азот | 10,6 | 20,0 | Пропан | 9,7 | 12,9 |
| Аммиак | 8,4 | 16,0 | Пропилен | 9,0 | 13,8 |
| Аргон | 10,5 | 22,4 | Пропиловый спирт | 8,4 | 13,4 |
| Ацетилен | 9,8 | 14,9 | Ртуть | 5,3 | 22,9 |
| Ацетон | 8,9 | 13,0 | Сернистый ангидрид | 9,6 | 17,0 |
| Бензол | 8,5 | 13,2 | Сероводород | 8,6 | 18,0 |
| Бром | 8,9 | 19,2 | Сероуглерод | 8,0 | 16,0 |
| Бромистоводородная кислота | 8,8 | 20,9 | Синильная кислота | 9,8 | 14,9 |
| Бутан | 9,2 | 13,7 | Соляная кислота | 8,8 | 18,7 |
| Бутилен | 8,9 | 13,0 | Толуол | 8,6 | 12,4 |
| Вода | 8,0 | 16,0 | 2,3,3-триметилбутан | 9,5 | 10,5 |
| Водород | 11,2 | 12,4 | Уксусная кислота | 7,7 | 14,3 |
| Воздух | 11,0 | 20,0 | Фреон-11 | 10,6 | 15,1 |
| Синтез-газ ($3H_2 + N_2$) | 11,2 | 17,2 | Фреон-12 | 11,1 | 16,0 |
| Гексан | 8,6 | 11,8 | Фреон-21 | 10,8 | 15,3 |
| Гелий | 10,9 | 20,5 | Фреон-22 | 10,1 | 17,0 |
| Двуокись азота | 10,9 | 20,5 | Фреон-113 | 11,3 | 14,0 |
| Двуокись углерода | 9,5 | 18,7 | Фтор | 7,3 | 23,8 |
| Дициан | 9,2 | 15,2 | Хлористый нитрозил | 8,0 | 17,6 |
| Иод | 9,0 | 18,4 | Хлор | 9,0 | 18,4 |
| Иодистоводородная кислота | 9,0 | 21,3 | Хлороформ | 8,9 | 15,7 |
| Кислород | 11,0 | 21,3 | Хлористый этил | 8,5 | 15,6 |
| Ксенон | 9,3 | 23,0 | Этан | 9,1 | 14,5 |
| Метан | 9,9 | 15,5 | Этилацетат | 8,5 | 13,2 |
| Метиловый спирт | 8,5 | 15,6 | Этилен | 9,5 | 15,1 |
| Окись азота | 8,8 | 19,0 | Этиловый спирт | 9,2 | 14,2 |
| Окись углерода | 11,0 | 20,0 | Этиловый эфир | 8,9 | 13,0 |
| Пентан | 7,0 | 12,8 | Циклогексан | 9,2 | 12,0 |

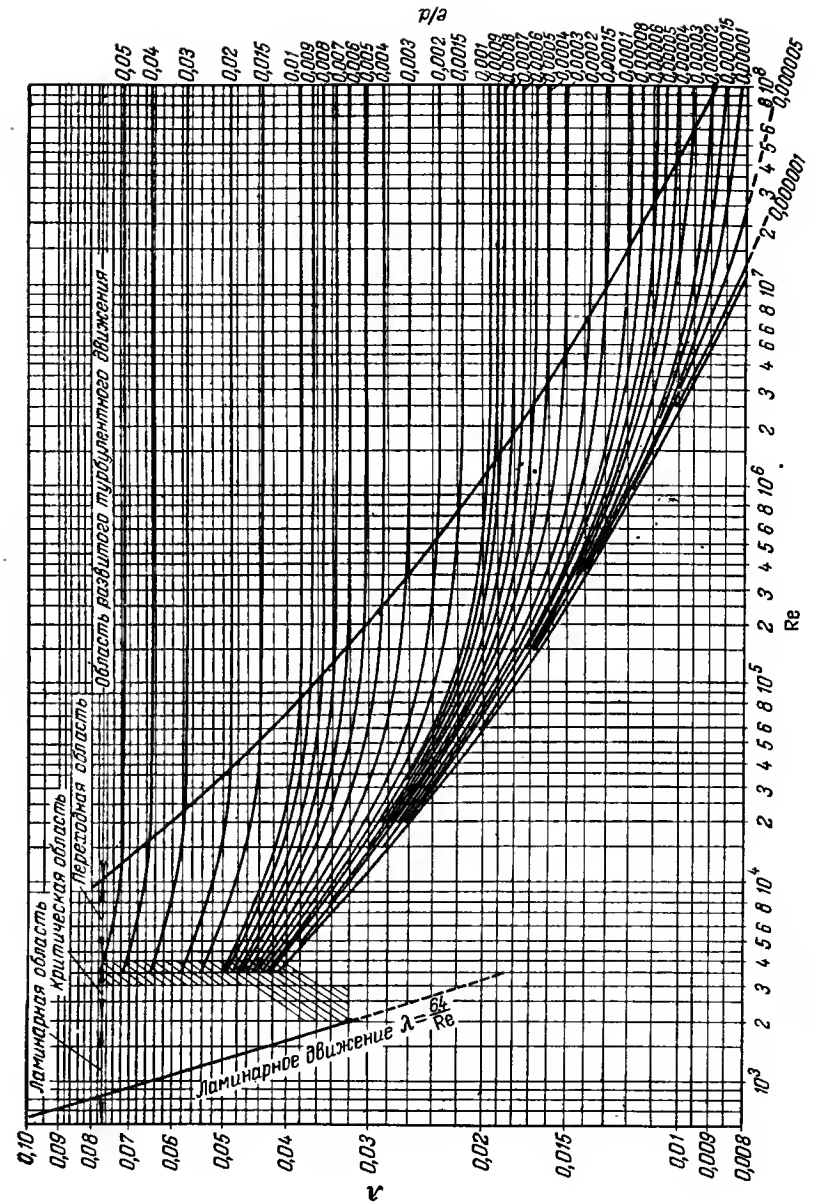


Рис. 2. Значения коэффициента трения λ для различных значений критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости при движении жидкости в трубопроводах.

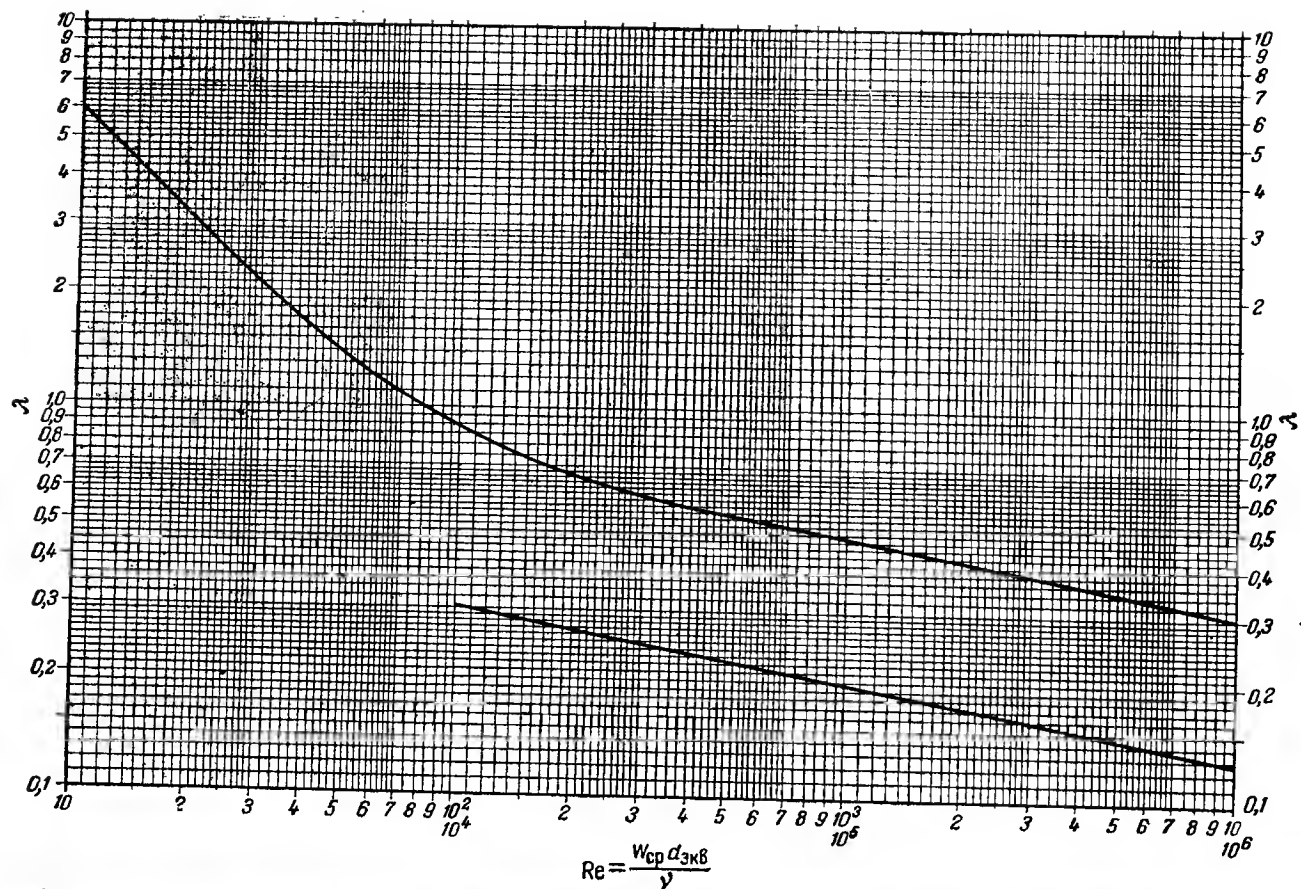


Рис. 3. Зависимость коэффициента трения от критерия Re при течении жидкости в межтрубном пространстве теплообменников.

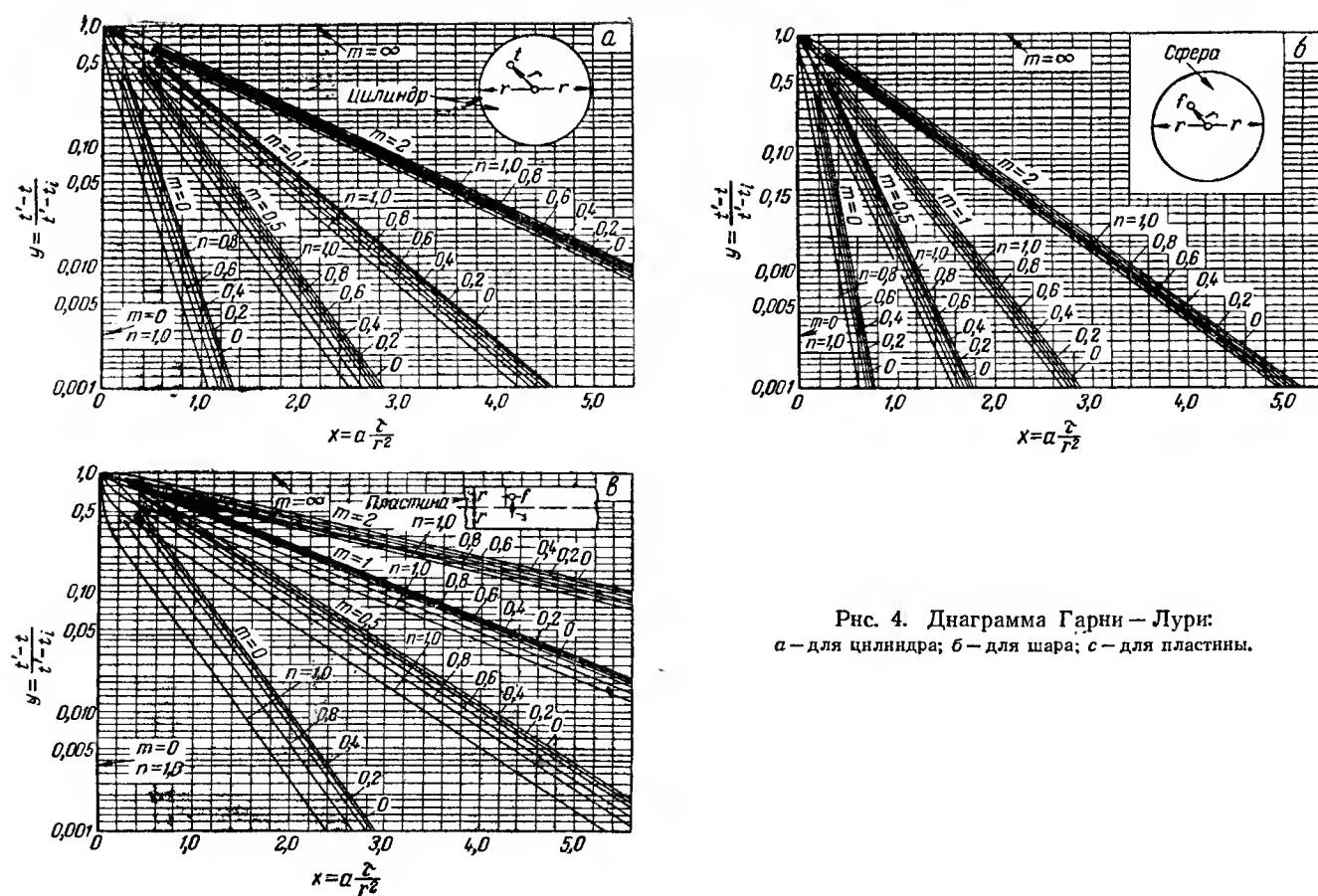


Рис. 4. Диаграмма Гарни — Лури:
а — для цилиндра; б — для шара; в — для пластины.

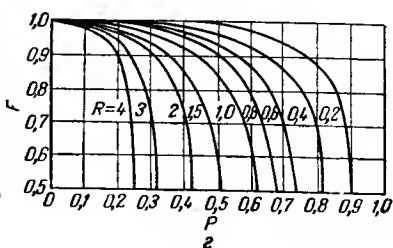
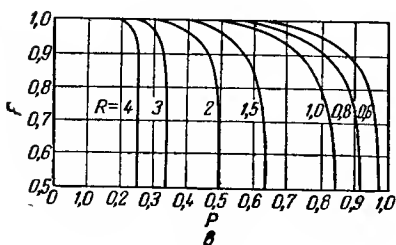
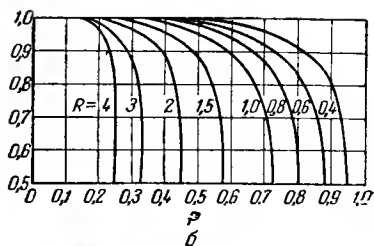
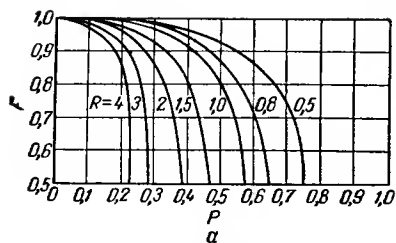


Рис. 5. Диаграммы для расчета многоходовых теплообменников.

a — один ход в межтрубном и два или более ходов в трубном пространствах; *б* — два хода в межтрубном и четыре или более ходов в трубном пространствах; *в* — четыре хода в межтрубном и восемь или более ходов в трубном пространствах; *г* — перекрестный ток; один ход в трубном пространстве и один ход перпендикулярно трубам.